

## Resumen

En el mes de diciembre de 2013, el Gobierno de España aprobó el Real Decreto 1042/2013, en el cual se proponen medidas para controlar los efectos perniciosos hacia el medio ambiente de los gases fluorados (HFCs), utilizados en la industria. La medida más notable es la creación del “Impuesto sobre los Gases Fluorados de Efecto Invernadero”, el cual grava con una nueva tasa la compra de estos gases.

Este nuevo impuesto es proporcional al índice GWP (*Global Warming Potential*, traducido como Potencial de Calentamiento Global) característico de cada sustancia, siendo más altos cuanto más contribuya la sustancia al calentamiento global. Bajo este criterio, algunos de estos gases, muy usuales en la industria, llegan a tener una carga impositiva importante, repercutiendo en los costes y beneficios de la actividad industrial con la que se relacione.

El Real Decreto también contempla formas de reducción y exención de este impuesto, de las cuales destaca la compra de HFCs regenerados o reciclados. Se presenta, entonces, una vía para poder afrontar este problema.

El presente proyecto propone un método optimizado de reciclados del gas R407c, con el cual, las industrias interesadas podrían beneficiarse de las ventajas anteriores. Este método consiste en un tren de destilación, en el cual, se implementará una serie de tecnologías aplicadas comúnmente en la industria del frío. Con ello, se pretende obtener un alto porcentaje de gas reciclado con una inversión energética mucho menor a la que se podría esperar de una planta de destilación de dimensiones similares.

Para este fin, se ha usado una simulación informática para predecir el comportamiento de dicha instalación, a partir de datos proporcionados por el NIST (*National Institute of Standards and Technology*), y se ha dimensionado y estimado el coste de todos los constituyentes de la instalación.

El ahorro mostrado en los costes variables de la instalación (principalmente los costes del gasto energético), que rondaría el 50% respecto a una planta típica, y el porcentaje de gas reciclado obtenido, que supera el 75% de la masa del gas a reciclar, todo resultante de la simulación, confirmaría la viabilidad del método y justificaría la creación de una planta piloto de esta instalación.



# Sumario

<b>RESUMEN</b>	<b>1</b>
<b>SUMARIO</b>	<b>3</b>
<b>1 INTRODUCCIÓN</b>	<b>5</b>
1.1 Objetivos del proyecto	5
1.2 Alcance del proyecto	5
<b>2 PLANTEAMIENTO INICIAL</b>	<b>7</b>
2.1 Marco legal	7
2.2 Necesidades comerciales	7
2.3 Producto	8
2.4 Materia prima	9
2.5 Régimen de funcionamiento	10
<b>3 TEORÍA</b>	<b>11</b>
3.1 Gases licuados a presión	11
3.2 Composición de una mezcla durante un cambio de fase	12
3.3 Destilación	13
3.4 Métodos de destilación	15
3.4.1 El alambique	15
3.4.2 La columna de relleno	16
3.5 La torre de destilación clásica	18
3.5.1 Introducción	18
3.5.2 Descripción	19
3.5.3 Reflujo líquido y reflujo vapor	20
3.5.4 Flujos de materia y energía de una torre de destilación clásica	20
3.6 Ciclo frigorífico por compresión	21
3.7 Aplicación del ciclo frigorífico por compresión a una torre de destilación	23
3.7.1 Ventajas e inconvenientes de la torre con el ciclo frigorífico respecto a la torre clásica	24
<b>4 DISEÑO</b>	<b>26</b>
4.1 Metodología	26
4.2 Suposiciones	27
<b>5 PLANTA PILOTO</b>	<b>31</b>
5.1 Diagrama de flujo	31
5.2 Descripción del proceso	32

5.2.1	Alimentación .....	32
5.2.2	Primera destilación .....	34
5.2.3	Segunda destilación.....	38
5.2.4	Tercera destilación.....	41
5.2.5	Tratamiento de productos y residuos .....	43
5.2.6	Sistema auxiliar.....	45
5.3	Descripción de la instalación .....	46
5.3.1	Equipo industrial .....	46
5.3.2	Lazos de control.....	59
<b>6</b>	<b>COMPARACIÓN ENERGÉTICA ENTRE AMBOS PROCESOS _____</b>	<b>64</b>
6.1	Demanda energética.....	64
6.1.1	Demanda energética común.....	65
6.1.2	Demanda energética exclusiva de la torre clásica .....	66
6.1.3	Demanda energética exclusiva de la torre nueva .....	67
6.2	Comparativa entre procesos.....	68
<b>7</b>	<b>IMPACTO AMBIENTAL _____</b>	<b>69</b>
7.1	Características del proceso .....	69
7.2	Residuos generados.....	69
7.2.1	Flujos de materia .....	69
7.2.2	Flujos de energía .....	70
7.3	Efectos en el medio ambiente.....	71
<b>8</b>	<b>PRESUPUESTO DE DISEÑO E INSTALACIÓN _____</b>	<b>72</b>
8.1	Presupuesto del equipo .....	72
8.1.1	Columnas de relleno .....	72
8.1.2	Recipientes verticales a presión.....	73
8.1.3	Recipientes horizontales a presión .....	74
8.1.4	Compresores .....	75
8.1.5	Bombas.....	76
8.1.6	Intercambiadores de carcasa y tubo .....	77
8.1.7	Intercambiadores de calor por aire.....	78
8.2	Presupuesto de instalación .....	79
8.3	Presupuesto de diseño .....	79
	<b>CONCLUSIONES _____</b>	<b>80</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA _____</b>	<b>81</b>

# 1 Introducción

## 1.1 Objetivos del proyecto

El objetivo principal de este proyecto es demostrar la viabilidad teórica de la implementación de tecnología frigorífica en los procesos de separación física por destilación. Para cumplirlo, se pretende diseñar una planta que pueda cumplir una necesidad específica (el reciclado de la mezcla refrigerante R407C), introduciendo los procesos frigoríficos, y luego mostrar algunos parámetros clave para que se pueda sacar conclusiones.

Como objetivo secundario, se tiene demostrar los conocimientos del autor adquiridos durante la carrera.

## 1.2 Alcance del proyecto

El autor diseñará el proceso como si de un anteproyecto se tratara. Se definirán todos los flujos de energía y materia pertinentes al proceso. Se dimensionarán los principales equipos industriales, se caracterizarán las líneas principales y se introducirán los lazos de control correspondientes. Por último, se estimarán los costes de diseño e instalación de la planta.

En cambio, no se escogerán modelos comerciales de los elementos de la planta. Tampoco se posicionarán los equipos industriales en planta, ni se realizará un estudio de viabilidad económica.

Finalmente, la comparación se realizará sobre el mismo proceso, y se escogerá sólo la inversión energética como único parámetro para la misma.



## 2 Planteamiento inicial

### 2.1 Marco legal

La Unión Europea, en un esfuerzo para combatir el efecto invernadero, creó un conjunto de normativas [1] que regulan el uso presente y futuro de los gases que se usan en la industria y que contribuyen a dicho efecto.

Los gases refrigerantes (aquellos que se usan en equipos frigoríficos para su funcionamiento) entran en la categoría anterior. Suelen ser, principalmente, compuestos orgánicos formados por carbono, hidrógeno y flúor, comúnmente llamados, en acrónimo, HFCs (hidrofluorocarburos); también se incluyen las mezclas de HFCs en esta categoría.

El Gobierno de España, para cumplir la normativa europea con estos gases, aprobó la Ley 16/2013 del 29 de octubre [2], junto al Real Decreto 1042/2013 del 27 de diciembre, [3] en los cuales, a través de la creación de una tasa impositivo adicional sobre estos gases, se quiere incentivar el desuso progresivo de ellos a favor de alternativas menos lesivas para el medio ambiente.

La AFEC (Asociación de Fabricantes de Equipos de Climatización) ha escrito un informe [4] que facilita la comprensión y las consecuencias de las anteriores leyes en el ámbito nacional.

### 2.2 Necesidades comerciales

Los HFCs siguen siendo sustancias de amplio uso industrial, y a las cuales aún no se han encontrado sustitutos reales para ellos. La aplicación de una tasa sobre ellos causa un encarecimiento en su coste base, y en consecuencia, un encarecimiento de los costes de mantenimiento de las instalaciones frigoríficas.

La tasa no es de aplicación inmediata, si no progresiva en el tiempo, aumentando cada año hasta alcanzar su máximo en el 2017. La intención es dar tiempo a los aludidos a poder adaptarse de manera gradual.

La normativa ofrece ciertas formas de reducir o eliminar la tasa por completo. Por ejemplo, permite la devolución íntegra del importe del impuesto si el propietario de la instalación certifica la entrega de todo el gas utilizado a un tratante de residuos autorizado.

El reciclado y la regeneración de estos gases también permiten una reducción de este impuesto. De este modo, se hace más atractiva la compra de gases HFC reciclados o regenerados que los recién creados.

La creación de un proceso industrial de reciclado de gases HFC puede crear un nuevo interés económico, pues se podría obtener un beneficio de la situación actual.

## 2.3 Producto

El gas R407C es una mezcla de gases HFC muy utilizado en la industria. Está formado por los gases R32 (difluorometano), R125 (pentafluoroetano) y R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano). Se lo trata como un gas licuado a presión. La **Tabla 1** presenta algunas de sus características.

Propiedad	Unidades	R407C
Composición R32 (difluorometano)	(% masa)	23
Composición R125 (pentafluoroetano)	(% masa)	25
Composición R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano)	(% masa)	52
Masa molar de la mezcla	(g mol <sup>-1</sup> )	86,2
Temperatura de ebullición (a 101,3 kPa)	(°C)	-43,5
Temperatura crítica	(°C)	86,74
Presión crítica	(kPa abs)	4620
Densidad crítica	(Kg m <sup>-3</sup> )	527
Límite de inflamabilidad en el aire a 1 atm.	(% vol)	Ninguno
AEL (Adverse Effect Level)	(ppm)	1000
ODP (Ozone Depletion Potential)	-	0
GWP (Global Warming Potential)	-	1774

**Tabla 1: Propiedades del gas R407C**

El R407C fue creado como sustituto del R22 (cloro-difluorometano), otro HFC muy utilizado durante el siglo XX en instalaciones frigoríficas. El R22, al contener átomos de cloro, contribuye a la destrucción de la capa de ozono, por lo que su uso fue prohibido en Europa a finales de siglo.

El problema surge cuando se debe sustituir un gas en una instalación frigorífica, porque ésta está diseñada exclusivamente para dicho gas. Tener que adaptar la instalación a un nuevo refrigerante supone un cambio profundo de los equipos, sería casi como crear una nueva instalación de cero. Así, resulta más económico buscar un sustituto.



El R407C es una mezcla, por lo que su composición es de suma importancia para su correcto comportamiento. Una alteración en la misma provoca que sus propiedades se desvirtúen y su eficacia decrezca.

Por lo tanto, **el objetivo de la instalación será conseguir como producto R407C con una pureza apta para su comercialización.**

## 2.4 Materia prima

Como se pretenden reciclar gases R407C no aptos para su utilización, cabe esperar recibir, como materia prima, un conjunto de mezclas de composición desconocida, por lo que se debe contemplar el máximo número de escenarios posibles.

El R407C tiene un defecto, y es que a la que una instalación que lo utiliza sufra una fuga, el gas se fraccionará respecto al líquido (es decir, que a una temperatura y presión dadas, la composición del vapor que se fuga son muy distintas a la composición del líquido que se queda en la instalación), y la composición cambiará respecto a la mezcla pura. No sólo las fugas, sino una mala manipulación del producto puede producir este efecto, como una carga o descarga de gas a la instalación incorrecta (primero debe vaciarse la instalación por completo, realizando el vacío en ella, y luego debe recargarse a través de la fase líquida del R407C, por gravedad o bombeándolo) o un error humano.

El componente que más faltará en la mezcla será aquel que tenga mayor tendencia a evaporarse (aquel con mayor presión de vapor). En el R407C, éste será el R32, seguido del R125. Será de esperar, entonces, que las mezclas que lleguen para ser recicladas sean más pobres en estos dos componentes.

Finalmente, los gases que se entregan para reciclar deben ser descargados de su propia instalación previamente. Pero las instalaciones de que utilizan el R407C también tienen, en su circuito, distintas proporciones de aceites lubricantes, necesarios para el correcto funcionamiento de sus compresores. Estos aceites son solubles en el R407C (de esta forma, no crea acumulaciones indeseadas por el circuito), así que también estarán presentes en la mezcla. Estos aceites suelen ser de la familia de los POE (poliolésteres).

De este modo, la instalación recibirá, como **materia prima, R407C con una composición desconocida, más rica (mayor proporción) en R134a y seguida de R125, y con un porcentaje de aceite lubricante soluble también desconocido.**

Luego, como parte del proceso, será necesario reponer cierta cantidad de gases para completar la demanda del producto. En este caso, el gas que debe reponerse es el R125, que

estará disponible en estado puro en un tanque para cuando sea requerido. Entonces, el **gas R125 puro** será **otra materia prima** del proceso.

## 2.5 Régimen de funcionamiento

Esta instalación quiere probar una nueva tecnología para conseguir el reciclado de los gases de la manera más económica posible. Como se explicará más adelante, se pretende añadir un ciclo frigorífico por compresión para sustituir la condensación del vapor de salida de la columna de relleno. Pero como no existen antecedentes de este tipo de instalación y proceso, será necesario implementar una **planta piloto**, una instalación a pequeña escala que demuestre su viabilidad, que confirme y/o recopile las propiedades de las sustancias implicadas, que afirme los supuestos realizados en el diseño y que, como último fin, justifique la creación de una instalación de mayor proporción.

El diseño de la planta piloto ya tiene este hecho en cuenta, por lo que las condiciones de operación estarán supeditadas a ello.

La planta piloto será capaz de almacenar hasta **25000 Kg de gas para reciclar en su tanque de alimentación**.

El proceso será **discontinuo**, con una **duración de 24 horas**, en la que estará incluido las operaciones de puesta en marcha, el régimen estacionario y la parada en ella.

Finalmente, la planta se alimentará con un **gasto** constante de **1000 Kg de materia prima por hora**, más la cantidad de R125 que requiera en cada momento el proceso.

## 3 Teoría

### 3.1 Gases licuados a presión

La instalación trabajará principalmente con gases licuados a presión. Estas sustancias, en condiciones de **equilibrio** (es decir, si estuvieran libres en la naturaleza, sin que nada las contenga), se presentan en estado gaseoso, pero, por condiciones operativas de la instalación, es preciso que se encuentren en estado líquido. Para conseguirlo, se necesitan someterlas a unas condiciones de presión elevadas, y de temperatura bajas, y mantenerlas durante todo el proceso.

El problema radica en la propia naturaleza de estas sustancias. Como se mantienen en estado líquido de manera artificial, cualquier perturbación inadecuada puede causar que vuelva a su estado gaseoso natural. Y, mientras que la contención de un líquido (es decir, el tenerlo “guardado” en un recipiente) es relativamente sencillo de prever y controlar, la contención de un gas es mucho más complicado de conseguirlo. Una pérdida de control puede llevar a situaciones peligrosas y dañinas para los operarios, la instalación y el entorno, como una explosión o un derrame de sustancias nocivas.

Las principales perturbaciones que pueden afectar a los gases licuados a presión son las variaciones de temperatura (es decir, que se calienten o se enfríen) y las variaciones de volumen (es decir, que tengan más o menos espacio que ocupar en su recipiente). Ambos valores modifican directamente la presión (la fuerza con la que aprietan las paredes de su recipiente). Si esta es excesiva, puede llegar a romper el recipiente y liberar, de forma violenta, todo su contenido. Si esta es insuficiente, el proceso puede verse comprometido, y así, obtener un producto de mala calidad o no deseado.

Calentar un gas licuado a presión produce que su presión aumente, mientras que enfriarlo produce el efecto contrario. Al mismo tiempo, aumentar su espacio disponible, como con una fuga, hace que su presión disminuya, mientras que reducir su espacio disponible hace que esta aumente.

Mientras se mantengan contenidas bajo las condiciones adecuadas, los gases licuados a presión no presentarán ningún problema, por lo que será necesario controlar cualquier causa, ajena al proceso en sí, que caliente o enfríe la instalación, o que produzca fugas indeseadas.

La primera razón debe tener en cuenta principalmente las condiciones climatológicas y ambientales del emplazamiento de la instalación.

La segunda, será más cuestión de la correcta selección y calidad de los materiales utilizados para construir la instalación, de la correcta unión de todas sus piezas, del diseño de su sistema de válvulas y de su proceso de mantenimiento.

### 3.2 Composición de una mezcla durante un cambio de fase

La instalación trabajará con una mezcla de sustancias químicas. Principalmente funcionará con las sustancias R32 (difluorometano), R125 (pentafluoroetano) y R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano), más una mezcla minoritaria de aceites lubricantes.

La **composición** de una mezcla se define como la suma de las proporciones relativas de cada una de las sustancias de la cual está constituida la mezcla (es decir, define qué cosas hay en la mezcla, y cuánta cantidad, respecto al todo).

El **cambio de fase** es la transformación de una sustancia o mezcla, de un estado (sólido, líquido o gas) a otro distinto.

Si se calienta una mezcla en estado líquido hasta evaporarlo completamente (transformándolo en gas), es lógico pensar que la composición del gas evaporado es idéntica a la del líquido (y así es). Pero ocurren varios fenómenos que hay que tener en cuenta.

El primero sucede cuando no se evapora completamente el líquido. Ocurre que las composiciones del gas resultante y del líquido sobrante **no son idénticas**. Algunas sustancias evaporan con más facilidad que otras (se dice que son más volátiles) y, cuando un líquido empieza a evaporar, estas sustancias pasarán a formar parte del gas en mayor proporción (que no cantidad) que las demás.

A medida que se va consumiendo el líquido con la evaporación, las composiciones tanto del líquido que queda como del gas que se va formando van cambiando. El líquido pierde cada uno de sus componentes a velocidades distintas, mientras que el gas los va ganando. El gas primero se “llena” con mayor proporción de las sustancias más volátiles de la mezcla (mientras que el líquido se “vacía” de ellas) hasta que finalmente se “llena” con el resto de sustancias de la mezcla, cuando el proceso de evaporación acaba de completarse.

Además, esta evolución es **dependiente de la presión y la temperatura** a la que se realice el proceso. Es decir, los componentes del líquido evaporarán a distintas velocidades según la presión y a la temperatura a la que estén sometidos.

Justamente se aprovechará este comportamiento de la materia en el proceso de la instalación para ir variando a voluntad la composición de la mezcla (jugando con la temperatura y la presión de la mezcla, y separando el líquido del gas cuando sea preciso, repitiendo estos procesos las veces que se necesiten) y, de ese modo, conseguir la composición deseada.

El segundo fenómeno sucede cuando existen volatilidades muy dispares entre los componentes de una mezcla. Es común que algunas sustancias, bajo unas condiciones de temperatura y presión concretas, no lleguen a evaporarse, al igual que sus compañeras (se dicen que no son volátiles). Si la intención es modificar la composición de una mezcla, este fenómeno resulta esencial si existen dichas sustancias: con solo seleccionar las condiciones idóneas y a través de una evaporación, se pueden separar las sustancias no volátiles de las que sí lo son. Tras el proceso, permanecerá un remanente líquido de sustancias no volátiles, aunque con trazas (composiciones muy pequeñas) de las sustancias de las que sí se han evaporado.

El caso contrario también ocurre: existen sustancias que, otra vez, bajo unas condiciones específicas de temperatura y presión, nunca llegan a condensarse (son los gases incondensables). Éstas presentan la misma ventaja que las sustancias volátiles: tras un proceso de condensación, permanecerá un restante de gas con trazas de los gases que sí han condensado.

Se vuelve a reiterar que una sustancia puede ser considerada no volátil o incondensable sólo si se presentan las condiciones adecuadas para ello. Generalmente, todos los gases pueden llegar a convertirse en líquidos (por lo que, técnicamente, no son incondensables). Los líquidos, además, pueden llegar a ser destruidos en el intento de evaporación, transformándose en sustancias ajenas a la mezcla (y normalmente, no deseadas).

### 3.3 Destilación

La instalación aprovechará la diferencia entre volatilidades de las sustancias implicadas en la mezcla para alterar su composición hasta las proporciones que comercialmente sean exigibles. A este proceso, en tecnología química, se lo denomina **destilación**.

Se necesita entonces de dos operaciones diferenciadas para ejecutar una destilación: crear un cambio de fase y separar las fases resultantes del proceso anterior. Como la instalación trabajará con gases licuados a presión, se hablará sólo del cambio de fase entre líquido y gas.

La materia acumula energía calorífica en forma de temperatura (denominada calor sensible) y de organización (es decir, estando sólida, líquida o gas; ésta se denomina calor latente). Cada vez que una sustancia recibe calor, ésta o aumenta de temperatura, o se reorganiza en un estado más libre (de sólido a líquido, y de líquido a gas). Al contrario, cuando una sustancia

cede calor, o reduce su temperatura o se reorganiza en un estado más rígido (de gas a líquido y de líquido a sólido).

Cuando la materia adquiere o cede calor latente, ésta se va transformando de manera gradual. La nueva fase va apareciendo, mientras que la antigua desaparece. La cantidad existente de materia en cada fase depende de la cantidad de energía calorífica transferida en el proceso.

Por lo tanto, si se trata con una mezcla, transfiriendo una cantidad de energía calorífica específica a la misma podrá controlarse la cantidad de líquido y de gas que se genera durante el proceso.

La segunda operación requiere el aprovechamiento de las propiedades que poseen cada estado para que puedan separarse una de la otra.

El líquido tiende a ocupar la forma del recipiente que lo contiene y se ve atraído por la fuerza gravitatoria con mayor fuerza que el gas, por lo que tenderá a circular siempre en dirección hacia el suelo, hacia la parte inferior del recipiente que lo contiene.

El gas, también tiende a ocupar todo el espacio que tiene disponible en un recipiente, pero no se ve tan atraído por la fuerza gravitatoria como el líquido.

Como el recipiente está ocupado tanto por líquido como con gas, el líquido ocupará siempre la parte inferior de éste, por lo que deja al gas ocupando la parte superior del recipiente. De este modo y de forma natural, el líquido circulará hacia cualquier conducto que se dirija hacia el suelo, mientras que el gas circulará hacia cualquier conducto por el que no circule líquido.

Cabe destacar que **la destilación no transforma químicamente las sustancias implicadas en ella**. Es decir, las moléculas no se transforman en otras distintas. Puede suceder que, si las condiciones de la destilación son muy severas (es decir, si las presiones y las temperaturas son muy elevadas), sí haya reacciones químicas entre las sustancias de la mezcla. Es necesario realizar un estudio previo de la reactividad de las especies químicas para evitar reacciones indeseadas.

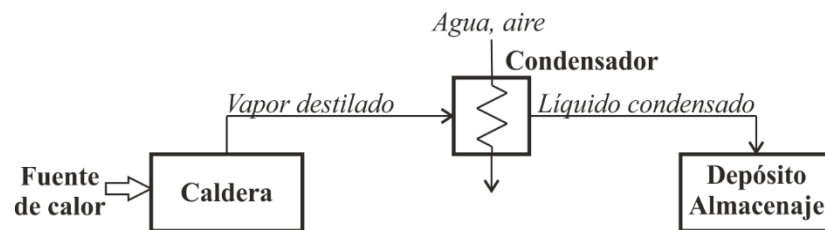
Las moléculas que forman la mezcla de R407C no son reactivas a las temperaturas y presiones en las que se ha diseñado este proyecto (temperaturas siempre inferiores a los 100°C y presiones nunca más elevadas a los 3500 kPa absolutos).

## 3.4 Métodos de destilación

### 3.4.1 El alambique

Estos dos procesos (a saber, la conversión de un fluido de una fase, líquida o gas, en una mezcla de dos fases y la separación física de ambas fases creadas) son los dos principios básicos en los que se fundamenta la destilación, pero existen múltiples formas de realizarlos.

Un ejemplo muy conocido de esta operación es la destilación de alcohol a través de un alambique. Un alambique es un equipo formado por dos recipientes, una fuente de calor, un condensador y varias conducciones (tuberías).



**Figura 1: Esquema teórico del funcionamiento de un alambique**

En el primer recipiente (llamado **caldera**), cerrado herméticamente, se dispondrá de la mezcla inicial de agua y alcohol (más otras sustancias aromatizantes). Cuando empiece la operación, la **fuentes de calor** (un quemador, por ejemplo) calentará la mezcla del recipiente. Al cabo de un tiempo, la mezcla empezará a vaporizarse. Como el alcohol es más volátil que el agua, la composición del vapor será más rica en alcohol.

A medida que la vaporización avanza (se crea más vapor y el líquido va consumiéndose), la presión del recipiente va aumentando. Llegado el momento, se abre una conducción del recipiente, situada en su parte superior, por el cual el vapor empezará a circular. Esta conducción dirigirá el vapor hasta el **condensador**. Un condensador es un recipiente que favorece la pérdida de calor de un vapor para transformarlo en líquido, poniéndolo en contacto con algo más frío. El condensador, gracias al contacto con el aire, condensará el vapor y se obtendrá alcohol líquido. Finalmente, el alcohol líquido es conducido fuera del condensador hasta el segundo recipiente (**depósito de almacenaje**), donde se almacenará hasta el final del proceso. El proceso finalizará cuando la mezcla inicial se haya consumido lo suficiente como para no haberse evaporado agua (recuérdese que si la mezcla se vaporiza del todo, la composición del vapor resultante será exactamente igual que la mezcla líquida inicial) y haya contaminado la mezcla final. El producto final es una mezcla líquida de alcohol y agua, con una mayor proporción de la primera sustancia que la mezcla inicial.

En el proceso explicado sólo ha habido una destilación. Si se desea otras composiciones, nada impide introducir la mezcla obtenida en la caldera, y utilizarla como mezcla inicial en una nueva destilación, ni volver a repetir esto último tantas veces como se necesite. En cada nueva repetición se obtiene una mezcla con mayor proporción de alcohol.

Además, el proceso se tiene que detener en algún momento, porque la mezcla inicial acabará consumiéndose (se habrá completado la vaporización). Cuando un proceso tiene una duración temporal limitada, se le llama **proceso discontinuo**. En cambio, si un proceso puede, virtualmente, prolongarse indefinidamente en el tiempo, proveyendo de sus necesidades ininterrumpidamente, entonces se le llama **proceso continuo**.

### 3.4.2 La columna de relleno

Para describir este método se hará uso de una metáfora para facilitar la comprensión del mismo.

Imagínese un edificio de muchas plantas de altura. En él, existe una cola de personas que entra desde la planta baja del edificio y asciende hasta el ático, donde es evacuada con helicópteros; y otro que, por el contrario, viene volando en otros helicópteros, aterriza en el ático, desciende por el edificio y, finalmente, sale a la calle por la planta baja.

Además, entre esas personas, hay algunas con abrigo y otras que no. Las personas con abrigo prefieren estar en sitios fríos mientras que las personas sin abrigo prefieren estar en sitios más calientes. El edificio, al ser tan elevado, tiene una temperatura distinta en cada planta: cuanto más cerca del ático, más frío hará, mientras que cuanto más cerca de la planta baja, más calor hará.

Cada vez que una persona con abrigo, de la cola descendiente de personas, se acerque más a la planta baja, más calor tendrá, y por lo tanto, más ganas tendrá de cambiarse y unirse a la cola ascendente, para “refrescarse”. En cambio, cada vez que una persona sin abrigo, de la cola ascendente de personas, se acerque más al ático, más frío tendrá, por lo que tendrá más ganas de unirse a la otra cola y así descender a pisos más calientes.

Si se cambia el edificio por un recipiente cilíndrico alargado, las personas como moléculas, la cola ascendente como una corriente de vapor, la cola descendente como una corriente de líquido, y los abrigo como la volatilidad de las moléculas, entonces la metáfora se completa.



Una columna de relleno es un recipiente cilíndrico, alargado, hermético y colocado verticalmente, en el cual tiene en su interior distintas secciones de material inerte (llamado relleno) que deja pasar tanto el líquido como el vapor a través de él.

En un momento dado, se introduce una mezcla de **líquido saturada** (en el punto que, si recibiera un poco de calor, empezaría a vaporizarse) por la parte superior de la columna, y una mezcla de **vapor saturado** (en el punto que, si perdiera un poco de calor, empezaría a condensarse) por la parte inferior de la misma.

El líquido, por gravedad, descendería por la columna hacia el suelo, atravesando el relleno por el camino. Cuando llegue al fondo de la columna, el líquido se retira por un sumidero.

El vapor, gracias a que tiende a ocupar todo el espacio que tenga disponible, se dirigirá hacia la parte superior de la columna, donde también atravesará el relleno. Cuando llegue arriba del todo, el vapor se retira de la columna a través de un conducto abierto.

Si el líquido desciende y el vapor asciende, llega el instante en el que ambos flujos se cruzarán. Ahí es cuando empieza la destilación. Como este cruce de fluidos es forzado, la materia se empezará a mover para intentar alcanzar su condición de equilibrio. Las sustancias más volátiles que estén presentes en el flujo líquido se querrán trasladar hacia el flujo vapor, y las sustancias menos volátiles que estén presentes en el flujo vapor se querrán trasladar al flujo líquido. A medida que el líquido descienda más por la columna, más sustancias poco volátiles se le habrá unido y más sustancias volátiles se habrán escapado. Del mismo modo, cuanto más arriba de la columna haya circulado el vapor, mayor cantidad de sustancias volátiles poseerá y mayor cantidad de sustancias poco volátiles habrá perdido.

Cuando un par de sustancias se ponen en contacto, al cabo del tiempo, alcanzarán su condición de equilibrio. Si ambos flujos de la columna estuvieran parados, llegaría ese momento en el que las sustancias dejarán de moverse de un flujo a otro (cosa que comercialmente no interesa, pues se hace todo esto para variar la composición de las corrientes implicadas). Cada vez que el líquido desciende un poco, se encuentra con una nueva fracción del vapor, con una composición nueva, que causa que el líquido quiera alcanzar un equilibrio distinto al que intentaba alcanzar con el vapor de un poco más arriba. El vapor también se ve afectado por este fenómeno intrínseco de la columna de relleno. Así, el líquido y el vapor se ven forzados a cada paso a alcanzar un nuevo equilibrio, y la migración de materia nunca se ve frenada.

Como se dijo anteriormente, la destilación requiere calentar o enfriar una mezcla para vaporizarla o condensarla. Pasar del estado líquido al vapor, como cuando las sustancias volátiles migran del líquido al vapor, requiere que la sustancia haya ganado energía calorífica, mientras que pasar de vapor al líquido requiere que ésta pierda energía. Como existe esta

migración de sustancias en ambos flujos, estas transformaciones se alimentan mutuamente (el calor que pierde uno es el calor que gana otro).

Pero se marca una tendencia que se hace evidente cuando se evalúan distintos puntos de la columna. En la parte superior de esta, el líquido nuevo entra saturado y rico en sustancias volátiles, mientras que el vapor que sale, está escaso de sustancias poco volátiles. Como habrán más moléculas que pasarán de líquido a vapor que a la inversa, entonces, se está creando una deficiencia energética que tenderá a bajar la temperatura de ambos flujos. En la parte inferior de la columna, el caso es el contrario: el vapor entra saturado y rico en sustancias poco volátiles mientras que el líquido está escaso de sustancias volátiles. Entonces, se produce una mayor migración de sustancias del vapor al líquido que a la inversa. Esto produce un exceso energético que se manifiesta con un aumento de temperatura. Así, **la temperatura en el fondo de la columna es alta, y va descendiendo según se sube por la misma.**

Finalmente, el relleno de la columna sirve para que el flujo líquido y el flujo vapor se entremezcle entre sí con mayor facilidad: a mayor contacto entre ambos flujos, mayor facilidad tendrán las moléculas para moverse entre ellos.

## 3.5 La torre de destilación clásica

### 3.5.1 Introducción

Si se desea utilizar una columna de relleno de manera comercial, es necesario introducir una materia prima dentro de ella y luego retirar un producto de mayor valor que lo introducido. Además, se desea también que la operación dure en el tiempo lo máximo posible (que sea continua), para que su régimen estacionario sea dominante.

Cuando se activa la columna, las corrientes que concurren en ella son variables y poco controlables. Con el tiempo, las propiedades de estos flujos se estabilizan a los valores de diseño. Las torres de destilación, y muchas otras instalaciones, son procesos complejos, con muchas interacciones, tanto internas (como la obertura y cierre de válvulas) como externas (como la temperatura ambiente), que pueden cambiar (y cambian) las condiciones del proceso continuamente. Si la planta está bien diseñada y controlada, estas perturbaciones se irán atenuando con el tiempo hasta llegar a un nivel en las que se podrán despreciar.

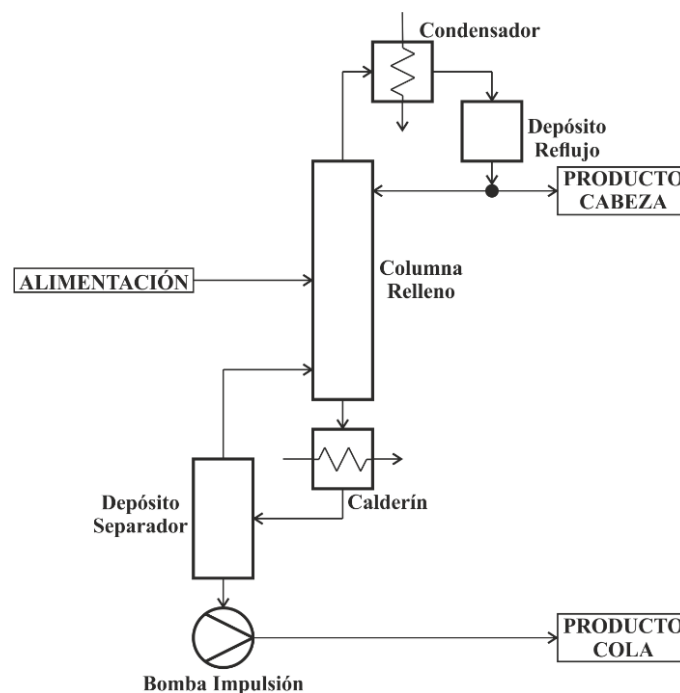
Cuando un sistema alcanza este nivel, se dice que ha entrado en su **régimen estacionario**. Mientras no lo alcanza, se dice que está en su **régimen transitorio**. Siempre es preferible el régimen estacionario al transitorio, porque las propiedades de los flujos del estacionario son

estables y conocidos (se conoce y se certifica su calidad, por lo tanto, se pueden vender) mientras que los del transitorio son inestables y desconocidos (cosa que los hace invendibles).

Se tienen entonces, en la columna de relleno más básica, cuatro flujos distintos: uno líquido que entra por el techo de la columna, uno líquido que sale del fondo, un vapor que entra también por el fondo y otro vapor que sale por el techo. Es posible añadir nuevos flujos a cualquier columna de relleno, a cualquier altura de la misma. Si son flujos entrantes, se llaman **alimentaciones**, y si son salientes, se llaman **retiradas**.

### 3.5.2 Descripción

Para obtener un sistema continuo, clásicamente se ha aplicado la siguiente solución. El flujo saliente de vapor se condensa en el **condensador**, y el líquido resultante se divide en dos corrientes, una que se vuelve a introducir a la columna y otra que se retira permanentemente (es el **producto de cabeza**). El flujo líquido saliente se evapora parcialmente en el **calderín**; el vapor resultante se separa y se introduce de nuevo a la columna, y el líquido sobrante se retira (es el **producto de cola**). Finalmente, se introduce una alimentación a la altura adecuada de la torre. Esta alimentación debería ser un fluido saturado. La siguiente ilustración muestra de manera gráfica esta disposición. Al conjunto se lo conoce como **torre de destilación** (la columna de relleno es sólo un elemento del equipo).



**Figura 2: Diagrama de bloques de una torre de destilación clásica**

Con este montaje, se consigue que la columna se alimente a sí misma de una manera conocida y controlable: es el propio vapor saliente el que se transforma en líquido y se vuelve a introducir, y viceversa.

### 3.5.3 Reflujo líquido y reflujo vapor

Parte del fluido que sale de la columna debe ser dividido en dos corrientes, en la que una se retornará otra vez a la torre (tras su licuación o vaporización) y la otra se retirará como producto de cabeza o de cola. El reflujo es el cociente entre el gasto (la cantidad de masa que circula por una corriente por unidad de tiempo) de la corriente que se retorna a la columna y el gasto de la corriente que se retira inicialmente (y de la cual ha surgido la primera). Si el reflujo hace referencia al líquido que se devuelve, entonces es llamado **reflujo de líquido**. Si hace referencia al vapor que se devuelve, se llamará **reflujo de vapor**.

### 3.5.4 Flujos de materia y energía de una torre de destilación clásica

Si se coge la torre en su conjunto, puede observarse que hay una entrada de materia (la alimentación), dos salidas de materia (el producto de cabeza y el de cola) y dos necesidades térmicas (calor en el calderín y frío en el condensador).

Una de las corrientes de salida necesariamente será un producto. La otra, según sean las condiciones de diseño y las necesidades económicas, podrá ser un producto o un residuo. Al igual que se especificó con el alambique, las torres de destilación pueden encadenarse, siendo el producto de uno la alimentación de otra. Esta sucesión de torres de destilación se la conoce como **tren de torres de destilación**. Cada nueva torre de destilación genera una corriente de salida adicional. En el caso de encadenar tres torres de destilación (como es el caso de este proyecto), se obtendrán cuatro corrientes de salida distintas.

Es preferente que las corrientes de salida sean líquidas. Los líquidos pueden desplazarse con mayor facilidad (menor inversión energética) que los gases, su comportamiento es más predecible (y por tanto controlable) y se pueden variar muchas de sus propiedades (presión, caudal) de manera sencilla. Este diseño se asegura que las salidas sean todas líquidas.

Las necesidades térmicas de las torres variarán según la operación que se realice, las sustancias que están implicadas y la variación de sus propiedades durante el proceso.

Si el vapor de salida se retira de la columna a una temperatura superior a la del ambiente (con una diferencia de 10°C o superior), entonces, puede utilizarse un intercambiador de calor refrigerado por aire para condensar el vapor de la torre. El aire se haría circular sobre las

conducciones con el fluido gracias a uno o varios ventiladores axiales. Para temperaturas inferiores, se puede utilizar un circuito auxiliar de agua refrigerada. Esta es una manera muy eficiente de disipar calor, pero conlleva algunos inconvenientes, como la reposición continua de agua de una fuente externa. Finalmente, si la temperatura de condensación es demasiado baja, entonces debe emplearse un intercambiador con el evaporador de un ciclo frigorífico por compresión con vapores de presión adecuada (que condensen y evaporen a temperaturas y presiones razonables).

El líquido retirado por el fondo de la columna debe calentarse para poder vaporizarse, por lo que se necesita un foco caliente (una fuente de calor) con mayor temperatura que la que posea el líquido. Industrialmente, el calor es más fácil de generar que el frío: puede utilizarse resistencias eléctricas o una combustión. Si se escoge la combustión, suele utilizarse un sistema auxiliar con vapor de agua, donde el agua es vaporizada y presurizada en una caldera. El vapor del agua, al condensarse, cede calor muy eficientemente (se necesita poca cantidad para transmitir mucha energía) y puede controlarse su temperatura según la presión a la que condense (si se necesitan mayores temperaturas sólo hay que elevar la presión del vapor de agua).

### 3.6 Ciclo frigorífico por compresión

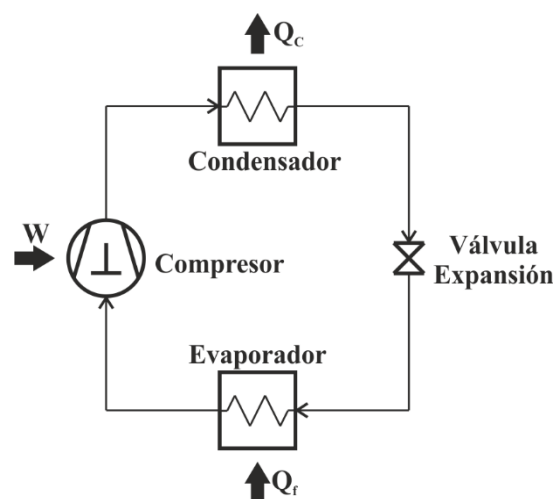
Un ciclo termodinámico es una aproximación teórica de una serie de transformaciones que soporta un fluido, de la cual puede predecirse cómo variarán las propiedades de ese fluido antes, durante y después de cada una de esas transformaciones. Las propiedades que se suelen utilizar son la temperatura, la densidad, la presión y la entropía (una medida del desorden molecular de una sustancia), además de otras propiedades más elaboradas (que no ello menos útiles) como la entalpía y la energía interna (medidas de la energía acumulada en el fluido).

Las transformaciones más comunes que se estudia en un ciclo termodinámico son las variaciones de temperatura, las variaciones de presión y los cambios de fase. Estas transformaciones, comúnmente necesitan de una energía para poder realizarse. El enfriamiento y la condensación son procesos que pierden energía calorífica, mientras que el calentamiento y la evaporación son procesos que la hacen ganar. La compresión requiere de un trabajo externo (algo de fuera que “chafe” el fluido), el cual es transferido al fluido comprimido. La expansión, en cambio, suele transmitir trabajo (el fluido “empuja” a otra cosa), con una consiguiente pérdida energética.

El ciclo frigorífico por compresión es uno de los más comunes utilizados en la industria. Se puede ver, por ejemplo, en los circuitos frigoríficos de los aires acondicionados o de las

neveras. A continuación, se muestra cómo se desarrolla este ciclo a partir de un circuito frigorífico común:

1. Un vapor frío y a baja presión es comprimido en un compresor. Durante el proceso, el vapor se calienta. El compresor ha realizado un trabajo sobre el vapor y ha aumentado la energía del fluido.
2. El vapor caliente y comprimido es condensado en un condensador. Se obtiene un líquido caliente y comprimido. El condensador ha expulsado calor del sistema y ha reducido la energía del fluido.
3. El líquido caliente y comprimido es expandido a través de una válvula de expansión. El líquido se vaporiza parcialmente y se enfría. Se obtiene una mezcla de líquido y vapor, fría y a baja presión. La energía del fluido no ha variado.
4. El líquido de la mezcla es evaporado y calentado en un evaporador. Se obtiene un vapor frío y a baja presión, que es idéntico al del inicio del primer paso. El evaporador ha ganado energía del entorno y ha aumentado la energía del fluido.

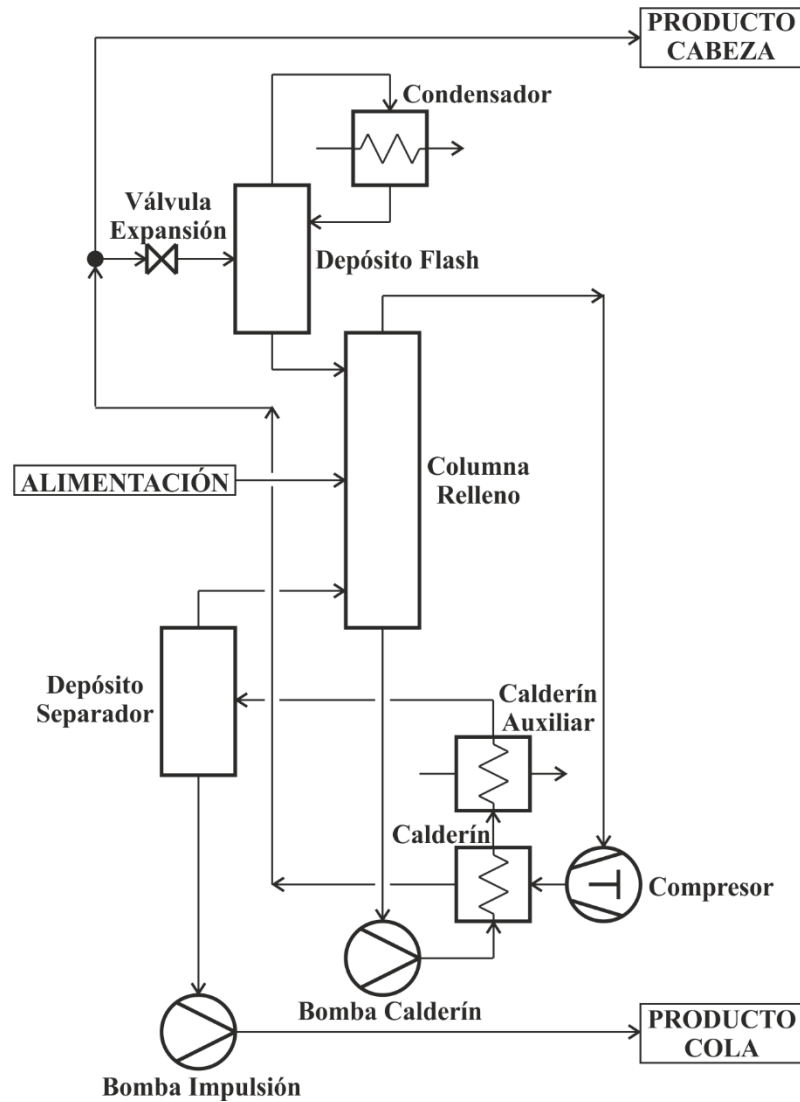


**Figura 3: Esquema de un ciclo frigorífico por compresión**

Lo más destacable del ciclo frigorífico por compresión es la interacción energética que tiene con su entorno. A partir de un trabajo, realizado en el compresor, el ciclo permite ceder calor a un medio, a través del condensador, y absorber calor de otro medio, a través del evaporador. Justamente esta capacidad que tiene este ciclo es lo que se va a aprovechar en este proyecto para diseñar las columnas de destilación de la planta.

### 3.7 Aplicación del ciclo frigorífico por compresión a una torre de destilación

Una torre de destilación necesita tanto de una fuente de calor como una de frío para funcionar correctamente. A partir de la aplicación de un ciclo frigorífico por compresión, se puede utilizar la presurización de un gas para obtener tanto calor como frío, que podrá utilizarse directamente en la torre de destilación.



**Figura 4:** Diagrama de bloques de una columna de destilación con un ciclo frigorífico por compresión

El proceso se describe en los siguientes pasos:

1. El vapor que se retira por la parte superior de la columna de relleno se comprime en un compresor, para obtener vapor caliente y presurizado.
2. Este vapor se dirige hacia el calderín, en el cual, éste cederá calor para poder condensarse. Se obtiene entonces líquido caliente y presurizado. El calor será cedido al líquido que se retira de la columna para vaporizarlo parcialmente.
3. El líquido caliente y presurizado se divide en dos corrientes, una que se devolverá a la torre de nuevo, y otro que se retirará como producto de cabeza de la torre.
4. El líquido que se dirige de nuevo a la torre pasa por una válvula de expansión, en el que se rarefara hasta la presión de la columna. El líquido se vaporizará parcialmente, y se enfriará.
5. La mezcla se envía a un depósito flash, en el que se separará la fase vapor de la líquida. La fase vapor se desvía hasta un condensador, donde deberá licuarse para poder retornarlo de nuevo al depósito flash. Es necesario retirar calor de vapor para poder condensarlo.
6. Finalmente, el líquido del depósito flash es devuelto a la columna por su parte superior.

### **3.7.1 Ventajas e inconvenientes de la torre con el ciclo frigorífico respecto a la torre clásica**

Esta tecnología, como todas, presenta un conjunto de ventajas y desventajas. A continuación, se discutirán algunas de ellas.

#### **3.7.1.1 Instalación**

La nueva requiere de un mayor número de componentes que la torre clásica.

Un mayor número de elementos en la planta implica un mayor coste de instalación de la misma.

Ese mayor número de elementos aumenta la complejidad de la planta. Esto provoca que requiera un mayor número de elementos de control y que el proceso sea mucho más lento en alcanzar el régimen estacionario, haciéndola mucho más sensible a las paradas y a las puestas en marcha.



### 3.7.1.2 Energía

La ventaja más evidente que posee la torre nueva es el ahorro de energía que produce la primera respecto a la clásica. Un ahorro de energía implica un menor coste de operación.

Este ahorro también implica una menor emisión de contaminación ambiental (ya sea química o térmica), una menor demanda de productos intermedios y una mayor flexibilidad en la localización de la planta. Un sistema de refrigeración por agua requiere de un aporte constante de agua para funcionar, lo cual hace que necesite de una fuente de agua accesible (por ejemplo, agua fluvial o agua subterránea). Además, el agua retornada suele estar a mayor temperatura que la recogida; esto se traduce en contaminación térmica. Un sistema de refrigeración por aire disipa todo el calor del sistema al aire del medio, calentándolo (otra forma de contaminación térmica).

Utilizar energía eléctrica también tiene sus inconvenientes. La mayor parte de la generación se produce a partir de la combustión de derivados del petróleo y del carbón, o de la fisión de material radiactivo. Las energías renovables siempre suponen una reducción en el impacto causado en el medio a la hora de obtener energía eléctrica.

### 3.7.1.3 Diseño

Las condiciones necesarias del diseño permiten añadir cierta flexibilidad respecto a la torre clásica.

Como la torre nueva requiere menos aporte energético, puede utilizar ciclos frigoríficos como sistemas auxiliares sin mucho problema. La torre clásica también puede utilizarlos, pero las necesidades térmicas aumentan mucho su coste.

Utilizar ciclos frigoríficos permite aumentar el rango de temperaturas a la que la torre puede estar. Una torre clásica, para evitar costes innecesarios, suele estar limitada su temperatura en la parte superior de la columna para poder evacuar el calor con aire o con agua refrigerada. El ciclo frigorífico rompe ese límite, porque puede alcanzar temperaturas inferiores.

El producto de cabeza sale del proceso a una presión y una temperatura superior en la torre nueva que en la clásica. Este aumento de energía en esta corriente no ha implicado un gasto energético adicional. Esto permite, por ejemplo, realizar un tren de torres de destilación para tratar mezclas azeotrópicas por variación de la presión de la mezcla. También permite utilizar este calor extra en economizadores de otros puntos de la planta, reduciendo más el gasto.

## 4 Diseño

### 4.1 Metodología

Para el diseño de la planta piloto se realizarán simulaciones informáticas con el programa MATLAB (bajo licencia de estudiante de la UPC).

Los datos termodinámicos serán obtenidos a partir del programa REFPROP, creado por el NIST (National Institute of Standards and Technology), comprado por el director de proyecto y con su permiso para su uso por el autor.

Se realizarán dos series de simulaciones informáticas para determinar los balances de masa y de energía de la instalación. La primera serie de simulaciones trabaja bajo el supuesto que el gas de reciclaje posee la composición descrita en el siguiente apartado. La segunda, trabaja bajo el supuesto de que la alimentación del proceso es R407C puro.

Tras los cálculos, los dimensionamientos de los equipos se realizarán según los valores más extremos de los calculados en ambas series (aquellos que requieran gastos energéticos más elevados).

En esta memoria sólo se tendrán en cuenta los datos de la primera serie de simulaciones, que se considerarán las condiciones nominales del proceso.

Con esto, se pretende que la instalación pueda funcionar bajo un mayor rango de puntos de operación.

La comparación quiere realizarse entre dos plantas de proceso idéntico, es decir, con el mismo balance de masas en todos los elementos de equipo pertinentes, pero con la diferencia presentada en la introducción. Una planta condensará directamente todo el vapor que salga de las columnas y se vaya a devolver de nuevo a la planta. La segunda, sustituirá esta condensación por un ciclo frigorífico por compresión.

El criterio que se utilizará será la relación entre las necesidades energéticas entre ambas plantas. Esto indicará el ahorro (o el exceso) que se ha conseguido con el nuevo trucaje.

Las necesidades energéticas de la torre clásica serán las energías de evaporación de todas las calderas, más las energías de condensación de todos los condensadores de la planta.

Las necesidades energéticas de la nueva torre serán las energías de evaporación de todas las calderas auxiliares, más las energías de condensación de todos los condensadores de la planta y las energías mecánicas de los compresores.

## 4.2 Suposiciones

Para facilitar el diseño de la instalación, se usarán algunas suposiciones que implicarán que la instalación cumpla algunos requisitos adicionales.

**A. La materia prima rebajada con la que se alimentará la instalación estará formada por la composición mostrada en la Tabla 2.**

Composición de gas R407C rebajado	Unidades	R407C
R32 (difluorometano)	(% masa)	19,8
R125 (pentafluoroetano)	(% masa)	24,2
R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano)	(% masa)	56
Otros componentes (poliolésteres)	(% masa)	<1

**Tabla 2: Composición del gas R407C rebajado**

El desconocimiento de la composición de los gases de R407C a reciclar, junto a la presencia de contaminantes en ella, hace necesario suponer un escenario razonable para poder realizar la simulación.

La composición mostrada en la **Tabla 2** se ha obtenido suponiendo que ha surgido de una mezcla pura de R407C, la cual ha perdido el 20% de la masa total de R32 que poseía y el 10% de la masa total de R125, más la adición de un bajo porcentaje de sustancias no volátiles.

Cuando se fracciona el R407C, la composición de la fase vapor dependerá de la presión y la temperatura a la que lo haga. La fase vapor poseerá una composición más alta en aquellas sustancias más volátiles. En este caso, la fase vapor será más rica en R32, seguido de R125 y finalmente de R134a. A la hora de recuperar el gas, siempre se realiza a partir de la fase líquida de la mezcla, por gravedad o bombeo, por lo que la fase vapor no se puede recuperar. Además, en caso de fuga, siempre es la fase vapor la que se escapa del sistema (los gases tienen más facilidad de escapar, y son más difíciles de contener que el líquido).

Estos casos, más el hecho que cada instalación frigorífica habrá retirado su refrigerante de manera única, hacen que el supuesto realizado sea razonable.

***B. La presencia de otros componentes en la mezcla será despreciable.***

La presencia de aceites lubricantes en la muestra dificulta los cálculos sobremanera.

La primera razón es el programa utilizado para obtener las propiedades termodinámicas de los componentes de la mezcla (REFPROP), el cual no contempla la adición de aceites lubricantes (o equivalente) a sus algoritmos de cálculo.

La segunda razón es la cantidad que puede haber presente en las mezclas recuperadas de instalaciones frigoríficas. Debe haber suficiente aceite en el sistema como para que el compresor pueda estancar su cámara de compresión y lubricar sus partes móviles, y no haber exceso como para dificultar el intercambio de calor en los intercambiadores.

Los compresores que utiliza la planta piloto también utilizan aceites para funcionar, por lo que será inevitable que se contamine la mezcla a su paso. La solución sería colocar separadores de aceite en serie a la salida del compresor para reducir al máximo su presencia en el proceso posterior.

***C. La temperatura ambiente del entorno de la instalación se considerará constante en el tiempo e igual a 25°C.***

Para validar esta condición, será necesario estudiar y controlar aquellos factores que hagan variar esta temperatura. Los principales factores son la climatología, la posición geográfica, el ciclo diario y el ciclo estacional.

La climatología puede causar descensos puntuales en la temperatura ambiente, como por el efecto de la evaporación del agua de la lluvia o la fusión de la nieve.

La posición geográfica también influye en la temperatura ambiente. Las variaciones de temperatura son más suaves cerca de grandes masas de agua, como los mares y océanos. Las alturas suelen comportar una temperatura ambiental más baja respecto a lugares más cercanos al nivel del mar. Y los lugares de latitudes más elevadas son en promedio más fríos que aquellos con latitudes más próximas a cero (la línea del ecuador).

El ciclo diario (día/noche) causa alteraciones en la temperatura ambiente cada día (alcanzando el máximo de temperatura por el día, y el mínimo, por la noche) mientras que el ciclo estacional causa alteraciones durante el año (alcanzando, en el hemisferio norte, el máximo de temperatura en verano, y el mínimo, en invierno).

***D. El calor transferido entre el entorno y la instalación se considerará despreciable, excepto en aquellos elementos que se especifique lo contrario.***

La instalación trabajará principalmente con gases licuados a presión, por lo que, por naturaleza, será muy sensible a cualquier fuente de calor o frío de procedencia externa.

Muy ligado a la suposición anterior, deberá disminuirse cualquier ganancia o pérdida de calor de la instalación, excepto en aquellos elementos que, deliberadamente, se necesite dicho intercambio de energía.

Las principales formas de intercambio de calor entre la instalación y el entorno son la convección con el aire y la radiación térmica. La mayoría de elementos del proceso están a una temperatura superior a la ambiental, por lo que será la instalación la que cederá calor al entorno.

Para reducir la pérdida de energía, se cubrirán los equipos y las tuberías con material aislante (para dificultar la convección) y de color negro (para minimizar la fuga por radiación).

***E. Las pérdidas de presión de la instalación en las líneas del proceso serán despreciables.***

Este proyecto no pretende situar los equipos en planta (determinar la posición en la que se instalará cada elemento de equipo y tubería), porque se saldría del alcance del mismo. Esto implica no estimar las pérdidas de presión del fluido, de modo que se pondrá como condición hacerlas despreciables.

Para validar esta posición, es necesario tener en cuenta la altura y distancia de los equipos industriales, la forma, la dimensión y la presencia de elementos adicionales en las tuberías.

A nivel de diseño, se presentarán alturas relativas entre equipos, para que las corrientes líquidas sean impulsadas principalmente por gravedad, y **los equipos de impulsión** (compresores y bombas) **se sobredimensionarán** adrede para tener en cuenta las pérdidas de presión reales.

***F. El régimen transitorio de la planta dura el 10% del tiempo total del tiempo de funcionamiento de diseño de la planta (es decir, 2'4h de las 24h de funcionamiento).***

Se ha diseñado la planta para que el tanque de residuo reciba toda la salida de producto que se produzca durante el régimen transitorio del proceso. Es necesario proponer unos parámetros razonables para que el recipiente pueda albergar toda la cantidad de residuo que produzca la planta.

Para determinar el tiempo de arranque de la planta y demostrar la valía de este supuesto, es necesario o la construcción y posterior experimentación con la instalación, o crear complejas simulaciones informáticas que sobrepasan el alcance de este proyecto.

La dinámica de la planta es relativamente rápida: la presión de trabajo, con los compresores, se alcanza rápido, y las temperaturas no son tan elevadas como para ralentizar en demasía el arranque (la mayor parte de la instalación no supera los 60°C). Además, los procesos de intercambio de calor son rápidos, pues la mayoría son condensaciones y evaporaciones.

## 5 Planta piloto

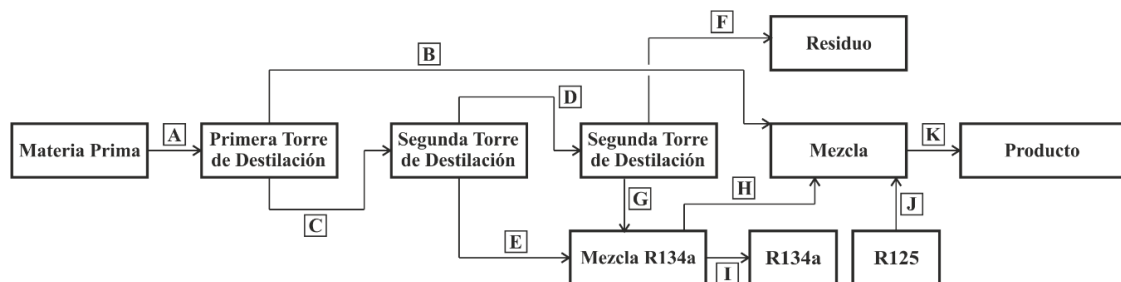
### 5.1 Diagrama de flujo

La planta piloto realizará una serie de destilaciones consecutivas para ir obteniendo corrientes de producto con proporciones conocibles para finalmente, mezclarlos en las medidas correctas y obtener el producto deseado.

La figura y la tabla siguiente resume las partes en la que está dividido el proceso y los balances de masa aproximados tanto de la planta alimentada con R407C rebajado como de la alimentada con R407C puro.

Flujo	R407C rebajado				R407C normal			
	Gasto (Kg h <sup>-1</sup> )	Composición (% masa)			Gasto (Kg h <sup>-1</sup> )	Composición (% masa)		
		R32	R125	R134a		R32	R125	R134a
A	1000	20	24	56	1000	23	25	52
B	350	53	47	0	355	56	44	0
C	645	2	11	87	645	4	15	81
D	280	4	27	69	270	11	35	54
E	370	0	0	100	375	0	0	100
F	140	4	48	46	130	20	80	0
G	130	0	0	100	135	0	0	100
H	415	0	0	100	450	0	0	100
I	95	0	0	100	55	0	0	100
J	35	0	100	0	65	0	100	0
K	790	23	25	52	870	23	25	52

**Tabla 3: Balance de masas del proceso en ambos regímenes estudiados**

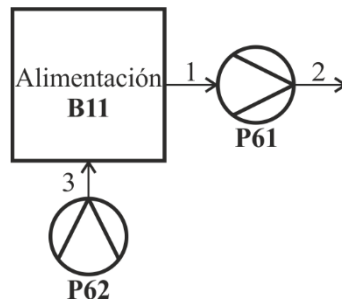


**Figura 5: Diagrama de bloques general del proceso**

## 5.2 Descripción del proceso

### 5.2.1 Alimentación

El sistema de alimentación proporciona un gasto constante de materia prima al resto de la instalación.



**Figura 6: Diagrama de bloques del sistema de alimentación**

El **tanque B11** se llena con el gas R407C que se ha traído para reciclar. Puede almacenar hasta 25000 Kg de esta materia prima. Para llenarlo, se utiliza la bomba **P62** para impulsar el líquido procedente de algún almacenamiento móvil (como un camión cisterna) hasta el tanque, a través de la *Línea 3*. La misma **bomba P62** se puede utilizar para descargar el tanque.

Desde el tanque de alimentación, la materia prima entra al sistema a través de la *Línea 1*. La **bomba P61** impulsa el líquido desde la *Línea 1* hasta la *Línea 2*. La presión del líquido aumentará desde la del tanque (1150 kPa) hasta la de la primera operación de destilación (1500 kPa). La *Línea 2* se introduce a la primera destilación.



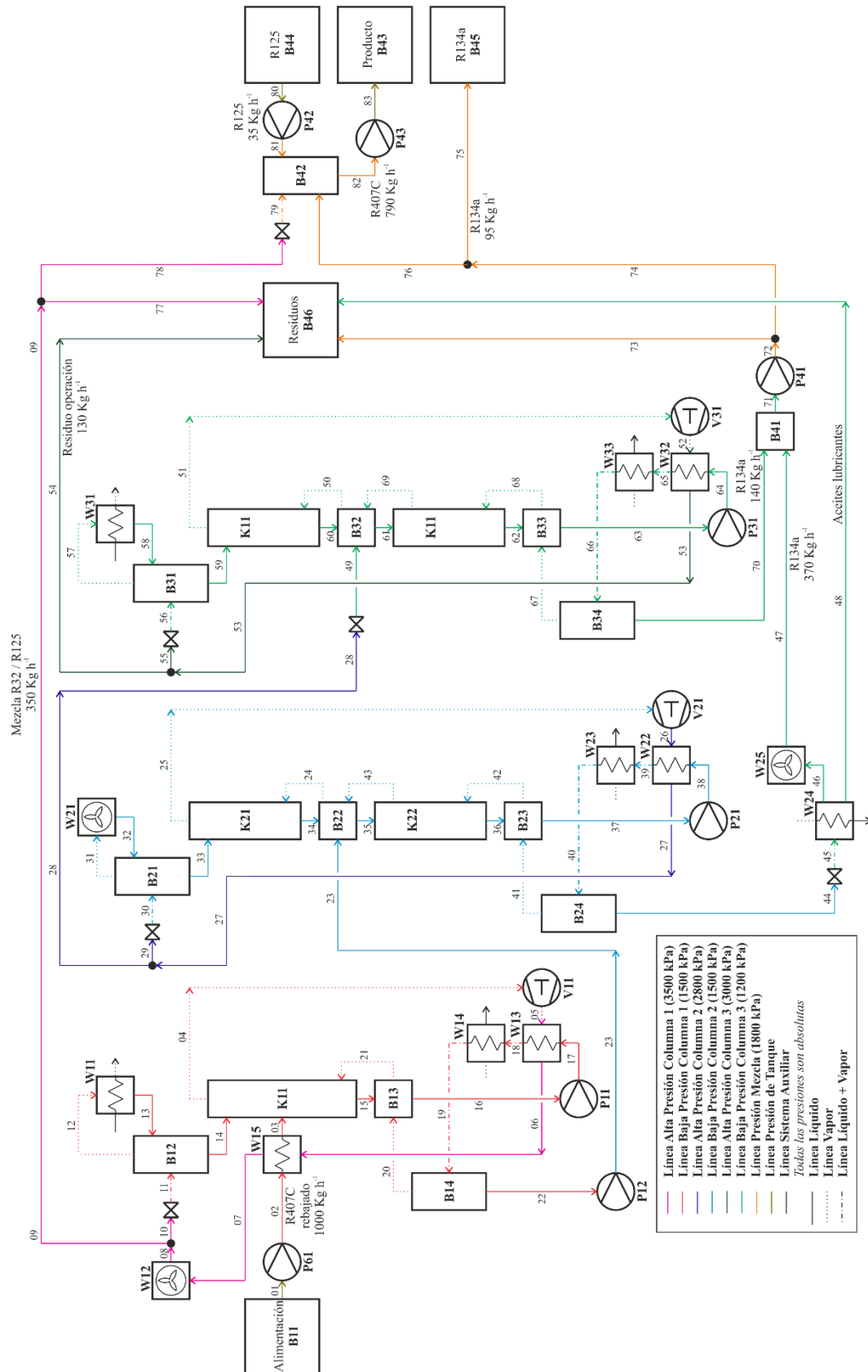
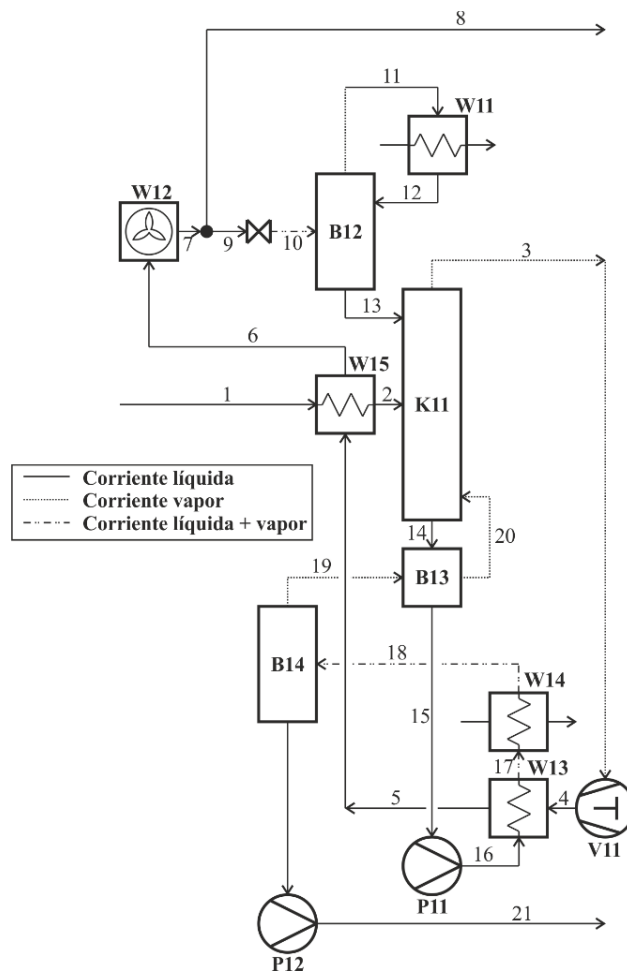


Figura 7: Diagrama de bloques detallado de la planta piloto

### 5.2.2 Primera destilación

La primera destilación se encarga de separar el R407C de alimentación en dos corrientes diferentes: el producto de cabeza, que estará constituido por una mezcla de R32 y R125 y que se enviará hacia el tratamiento de producto; y el producto de cola, que estará constituido por una mezcla de los tres componentes del R407C y que se enviará hacia la segunda columna de destilación.



**Figura 8: Diagrama de bloques del primer proceso de destilación**

El esquema pretende disponer de manera real la altura relativa entre los equipos. De este modo, se puede predecir la dirección de los fluidos (hacia el suelo, por gravedad, para los líquidos; y hacia el techo, para los vapores).

La alimentación entra a presión de proceso (1500 kPa abs) por la *Línea 1*. Siempre es preferente que las alimentaciones de las columnas de destilación estén en estado saturado (o mezcla de ellos) para evitar una inversión energética adicional a la propia columna (que puede desequilibrar todo el proceso de intercambio entre fases). La alimentación está almacenada a temperatura ambiente, y necesita alcanzar una temperatura superior (35°C) para saturarse. Con ese motivo, la *Línea 1* conduce al **economizador W15**. Se aprovechará la alta temperatura del líquido de la *Línea 6*, para transferir calor a la alimentación y poder alcanzar la temperatura de evaporación. La alimentación sale del economizador por la *Línea 2*.

La *Línea 2* entra en la **columna de relleno K11** como líquido saturado, donde se unirá a la corriente descendiente de líquido. Dentro de la columna hay dos corrientes diferenciadas: la vapor, que asciende desde la *Línea 20* hasta la *Línea 3*; y la líquida, que desciende desde la *Línea 13* hasta la *Línea 14*. Durante su trayecto, ambos fluidos se distribuyen equitativamente con bandejas colectoras horadadas y eyectores de líquido y vapor, y atraviesan secciones de relleno, donde el contacto entre ambas corrientes es maximizado.

El vapor sale saturado de la columna por la *Línea 3*, y entra al **compresor V11**. El compresor tiene doble función: crear una depresión en la *Línea 3* suficiente para impulsar el vapor hacia sí mismo (y que no condense) y comprimir el vapor hasta la presión alta de este sistema (3500 kPa abs) hacia la *Línea 4*. El vapor sale del compresor comprimido y recalentado (~80°C).

El vapor recalentado de la *Línea 4* se dirige hacia la **caldera principal W13**. La caldera es un intercambiador de calor de carcasa y tubos, por donde dos fluidos se ponen en contacto, sin mezclarse, para que el fluido caliente ceda calor al frío. Uno de los fluidos se introduce por el interior de las tuberías (**lado de tubo**) y el otro se introduce entre las tuberías y la carcasa (**lado de carcasa**). La primera destilación dispone de 4 unidades W13, conectados en serie por el lado de tubo, y en paralelo por el lado de carcasa.

La *Línea 4* se introduce por el lado de carcasa. Debe pasar previamente por un distribuidor de vapor, que dividirá su gasto entre todas las calderas disponibles. El vapor se enfriará en su interior, cediendo calor a la *Línea 16* hasta condensarse; en ese momento, se retirará hacia la *Línea 5*, donde se unirán todas las corrientes líquidas de cada caldera en una sola.

El fluido de la *Línea 16* entra en estado de líquido saturado por el lado de tubos de la caldera. El calor absorbido hace que éste se evapore. Se requiere de un nivel concreto de evaporación en el líquido, para cumplir la relación de reflujo vapor de la columna. Sin embargo, la caldera W13 no es capaz de suplir todo el calor que se necesita para alcanzar este nivel, por eso se requiere de una caldera adicional para concederle el calor extra pedido.

La *Línea 5* entra entonces al economizador W15 donde cede parte de su calor a la *Línea 1*. Entonces, sale por la *Línea 6*.

El líquido de la *Línea 6* sigue estando muy caliente. Cuanto más frío esté, menos inversión energética, en forma de frío, requerirá este proceso. Por eso, esta línea se introduce al **enfriador por circulación de aire forzado W12**. Unos ventiladores crean una corriente de aire frío, que se pone en contacto con la *Línea 6* y le retira calor. El líquido de esta línea es conducido por una tubería aleteada, para maximizar el intercambio de energía con el aire. El líquido, ya más frío, sale de enfriador por la *Línea 7*.

Llega el momento de dividir el gasto de la *Línea 7* en dos corrientes diferenciadas, una que devuelva el líquido a la columna, por la *Línea 9* y otra que se dirija fuera de este proceso, como producto de cabeza por la *Línea 8*. Esta división genera la relación de reflujo de líquido de la columna.

La *Línea 8* está a alta presión, mientras que la columna está a baja. Cuando un líquido se expansiona, si sobrepasa la presión de vapor, éste se vaporizará, y como se debe introducir todo el fluido a la columna íntegramente en estado líquido, el vapor generado por la expansión debe ser condensado con frío adicional.

El líquido se expansiona a través de una válvula de expansión hasta la *Línea 10*. La mezcla generada es dirigida al **depósito flash B12**. Este depósito está diseñado para separar ambas fases en dos corrientes de fase pura. El vapor se conduce hacia el techo del recipiente, hacia la *Línea 11*, mientras el líquido permanece en su fondo.

El vapor de la *Línea 11* entra en el **condensador W11** (que es un intercambiador de carcasa y tubos) por el lado de carcasa. Refrigerante en estado de líquido saturado entrará por el lado de tubos, donde se vaporizará, robando calor al vapor de la carcasa. Este refrigerante procede del sistema auxiliar, que genera tanto frío como calor, gracias a un ciclo frigorífico por compresión. El vapor de carcasa condensa, cayendo al fondo de la carcasa y drenándose por la *Línea 12*. Una trampa de vapor situada en esta línea impide que el vapor pueda escapar del condensador.

El líquido de la *Línea 12* se introduce de nuevo en el depósito flash B12. Tanto este líquido como el separado de la *Línea 10* se mezclan en el fondo del recipiente. Éste líquido será evacuado por la *Línea 13*, que se introducirá por la parte superior de la columna K11 a la presión correcta.

La *Línea 14* retira el líquido de la columna K11 y lo conduce hacia el **recipiente B13**. Este recipiente almacena líquido para las calderas y mantiene la presión gracias a la corriente de vapor de la *Línea 19* que entra en él. El vapor es conducido por la *Línea 20* hacia el fondo de la columna para alimentar la corriente vapor y así, cerrar el ciclo.

El líquido almacenado en el recipiente B13 está saturado. Si se lo hiciera circular por las calderas en este estado, perdería demasiada presión y empezaría a evaporar a la presión equivocada. Una reducción en la presión de evaporación impediría la correcta circulación del vapor generado, que se desplaza por diferencia de presión hacia la parte superior de la instalación, gracias al vacío parcial generado por el compresor V11.

Para no reducir su presión, el líquido es evacuado del recipiente B13 por gravedad y a través de la *Línea 15* y es dirigido hacia la aspiración de la **bomba de caldera P11**. Esta bomba está situada por debajo del recipiente, para evitar problemas de cavitación en la aspiración. La bomba aumenta la presión del fluido lo suficiente para que abandone las calderas y se introduzca en el siguiente recipiente de separación a la presión baja de este sistema.

La bomba expulsa el líquido y lo envía a la caldera principal W13 a través de la *Línea 16*. En ella, se evapora parcialmente el líquido, de manera controlada, y se envía el producto al siguiente equipo de la planta por la *Línea 17*. Parte de este líquido se devuelve al recipiente B13, para asegurarse una entrada de líquido que proporcione una altura mínima y así puede disponer de él la bomba para cebarse.

La mezcla se introduce en el intercambiador de carcasa y tubos W14, (llamado **caldera auxiliar W14**), por el lado de tubos. En este momento, la mezcla de fluido vaporiza hasta alcanzar la relación de reflujo de vapor de diseño de la planta. Lo hace gracias al calor adicional aportado por vapor sobrecalentado conducido por el lado de carcasa desde el sistema auxiliar. El vapor se enfría y condensa, y al estar más caliente que la mezcla del lado de carcasa, cederá calor en el proceso.

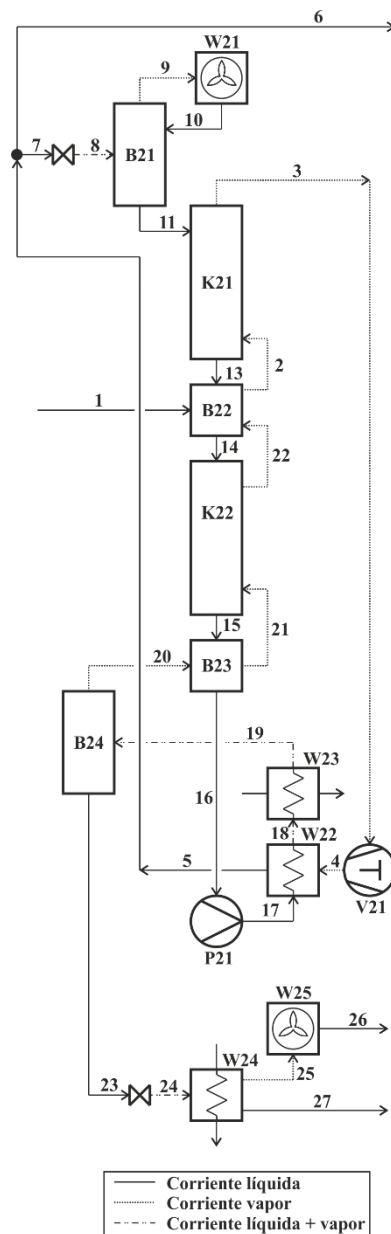
La mezcla vaporizada parcialmente es dirigida por la *Línea 18* hasta el **separador B14**. Como en los depósitos flash, en este recipiente se divide las fases de la mezcla en dos corrientes de fase pura. También almacena el líquido que se genera, para evitar interrupciones inmediatas en el suministro aguas abajo por causa de un fallo en planta. El vapor se dirige hacia el techo y sale por la *Línea 19*. El líquido se drena por el fondo, a través de la *Línea 20*.

Finalmente, como la columna de la segunda torre está en una posición más elevada que el separador B14, es necesario suministrarle energía extra al fluido en forma de presión a través de la **bomba de impulsión P12**. El líquido entra por la aspiración por la *Línea 20* y sale por la descarga a través de la *Línea 21*. Para asegurar el cebado de la bomba P12, parte de este

líquido impulsado es devuelto al separador B14. El resto de líquido se retira de la primera columna como su producto de cola.

El producto de cabeza de este proceso se envía al tratamiento de producto y el producto de cola se utilizará como alimentación del segundo proceso de destilación.

### 5.2.3 Segunda destilación



**Figura 9: Diagrama de bloques del segundo proceso de destilación**

La segunda columna se alimenta del producto de colas de la primera columna, y la destila para obtener un nuevo rango de composiciones. Por colas, se obtendrá R134a puro, y por cabezas, se obtendrá una nueva mezcla de los tres gases, que se derivará a la tercera columna. Además, el producto de colas poseerá todo el aceite lubricante que se haya introducido por la alimentación del tanque B11, por lo que se aprovechará para evaporar totalmente el R134a, y luego volver a condensarlo para separar éste del aceite (recuérdese que, por suposición, el aceite es no volátil).

En el esquema A se puede apreciar el parecido entre la primera columna y la segunda (más adelante, se podrá apreciar las similitudes con la tercera), por lo que se procederá solo a discutir aquellos elementos que se diferencien de la primera torre.

La segunda torre trabajará con dos niveles de presiones, la alta (desde el **compresor V21** hasta la válvula de expansión que hay entre las *Líneas 7 y 8*, incluido la línea de producto de cabeza), con un valor de 2700 kPa abs; y la baja (el resto de líneas y equipos del proceso), con un valor de 1500 kPa abs.

La *Línea 1*, en vez de introducirse directamente en la columna K21 o K22, se deposita en el **recipiente B22**. Se ha escogido este arreglo por dos razones: la primera, por su simplicidad en el diseño de los elementos de la instalación (son recipientes más simples), y la segunda por la disposición de los rellenos de las torres. El recipiente está situado justo en la mitad del proceso de destilación, dejando la **columna K21** por encima de él, y la **columna K22**, por debajo. Este recipiente introduce entonces la alimentación a ambas columnas, y almacena líquido para que la columna K22 no deje de funcionar en caso de fallo.

Como las temperaturas que se alcanzan en el techo de la columna K21 son más altas que la ambiente (se debe a que la mezcla es más pobre en componentes más volátiles, los cuales se han retirado en la primera columna; esto hace que la temperatura de ebullición de la mezcla aumente, si no se varía la presión), resulta más beneficioso condensar a través de un intercambiador de calor por aire que a través del fluido frío del sistema auxiliar. Hacer funcionar un par de ventiladores es más económico que comprimir un gas refrigerante con un compresor. Además, no se dispone de frío ilimitado en el sistema auxiliar, ya que cuanto más frío se genere, más calor deberá generarse también, y ese calor también deberá disiparse.

El vapor separado en el **depósito flash B21** se evacúa por el techo del recipiente y se dirige, a través de la *Línea 9*, hacia el **condensador por convección forzada de aire W21**. El vapor pasa por una tubería aleteada y se pone en contacto, sin mezclarse, con una corriente de aire “frío” a temperatura ambiente. El vapor condensa con el calor cedido al aire y se evacúa por la *Línea 10*, de vuelta al depósito B21.

Por último, la salida del producto de colas, por el recipiente **separador B24** a través de la *Línea 23* posee aceite lubricante. Para economizar en la separación, se hace pasar la mezcla por una válvula de expansión, situada entre las *Líneas 23 y 24*. Esto consigue reducir la presión (1200 kPa abs) y la temperatura de la mezcla (aunque aumenta un poco la demanda de calor para la evaporación) y provoca que el calor del sistema auxiliar pueda usarse para este cometido (con la presión original, la diferencia térmica entre el fluido caliente del sistema auxiliar y la corriente del producto de cola sería insuficiente para un intercambio de calor eficiente).

La mezcla de la *Línea 24* se expulsa al **evaporador W24**, que es otro intercambiador de calor de carcasa y tubos. La corriente es introducida por el lado de carcasa. El vapor caliente del sistema auxiliar se introduce por el lado de tubos, y calienta la mezcla hasta evaporarla. El vapor caliente condensa en el proceso.

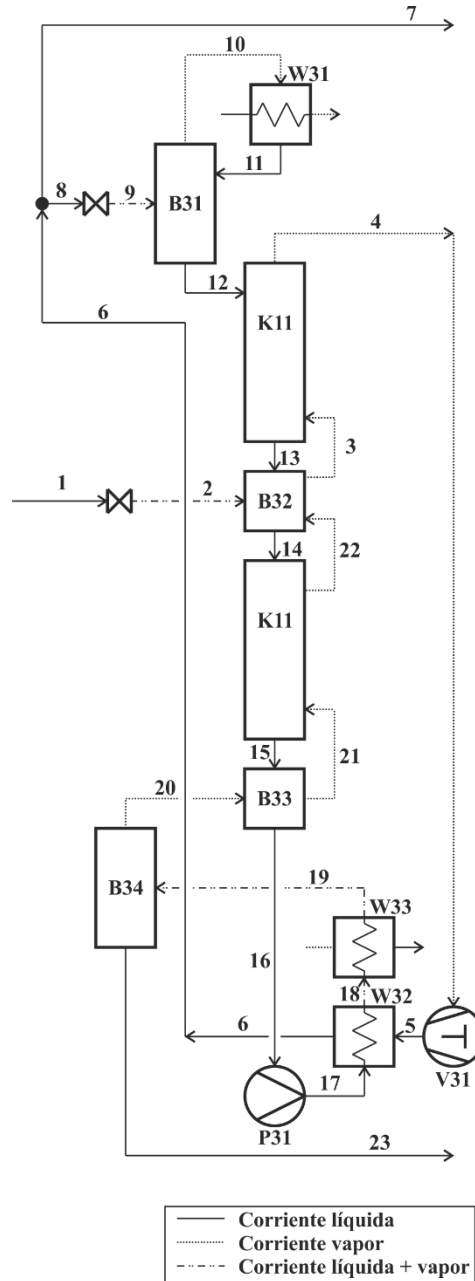
El aceite no evapora en el evaporar, y mientras va introduciéndose más fluido en el evaporador, más aceite quedará en el líquido depositado en el fondo de la carcasa. Este enriquecimiento de aceite provoca que la temperatura de ebullición aumente, y, consecuentemente, el salto térmico anteriormente mencionado no vuelva a ser suficiente para la evaporación. Esta situación se soluciona retirando periódicamente todo el líquido del evaporador, por la *Línea 27*. El aceite acumulado desaparecerá disuelto en el R134a líquido y se dirigirá hacia el proceso de tratamiento de residuos. Se pierde parte del R134a recuperado, pero evita el uso de otros sistemas de uso discontinuo.

El vapor generado en el evaporador se adentra por la *Línea 25* y se introduce en el **condensador W25** (del mismo tipo que el W21). En él, el vapor se vuelve a licuar tras expulsar su calor hacia la corriente de aire del condensador, y se escapa por la *Línea 26*, la cual se puede considerar el verdadero producto de cola de este proceso.

Finalmente, se ha obtenido tres productos. El primero, el producto de cabeza, es una mezcla líquida y saturada de los tres gases que componen el R407C, del cual se ha retirado su producto menos volátil, el R134a, y a 2700 kPa abs. El segundo, el producto de cola, es una corriente líquida y saturada de R134a a 1200 kPa abs. El tercero, es una mezcla de R134a y aceite lubricante, que se descarta como residuo de la operación.



### 5.2.4 Tercera destilación



**Figura 10: Diagrama de bloques del tercer proceso de destilación**

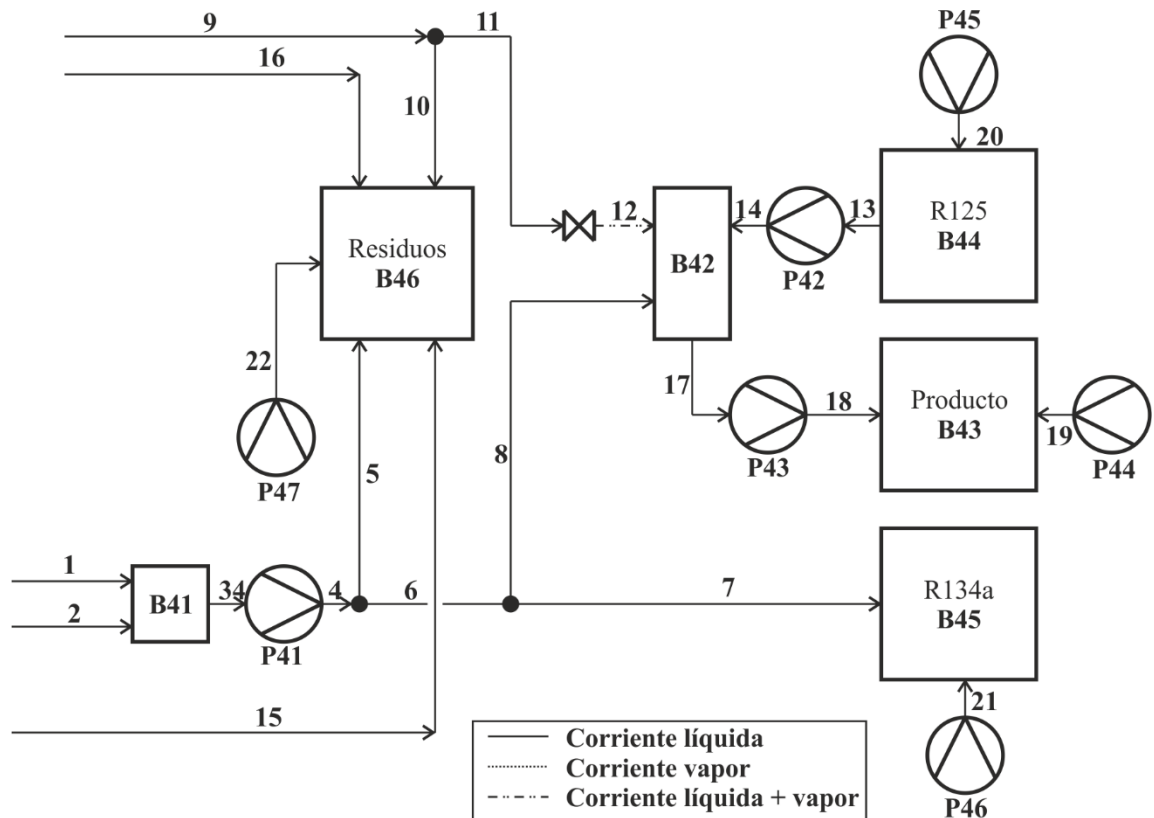
El tercer proceso de destilación utiliza el producto de cabeza de la segunda columna y consigue, a partir de él, el producto de cabeza, que es una mezcla de los tres gases del R407C y que se derivará a residuos, y el producto de cola, que es R134a puro y que se trasladará al tratamiento del producto final. El sistema trabajará a dos presiones: la alta, con valor de 3000kPa abs, y la baja, con valor de 1200kPa abs.

El proceso es muy similar al primero y segundo, por lo que, nuevamente, solo se describirá las principales diferencias.

Esta vez, la presión de la entrada de líquido difiere a la presión baja de la tercera destilación. La alimentación llega por la *Línea 1* y se expande a través de una válvula de estrangulamiento, situada entre esta línea y la 2, hasta la presión final. El producto generado es una mezcla líquida vaporizada parcialmente. Éste desemboca en el **depósito flash B32** dónde se separarán ambas fases en dos corrientes distintas. Aparte de esta separación, el depósito forma parte íntegra de la columna de destilación, ya que interconecta las columnas K31 y K32 entre ellas, haciendo coincidir los flujos de entrada de una con los de salida de la otra. De este modo, el depósito funciona como forma de introducir la alimentación a la columna de relleno. Además, este depósito almacena líquido procedente de la columna K31 y de la línea 2, con lo que podrá seguir alimentando la columna K32 incluso en caso de fallo, durante un tiempo.

### 5.2.5 Tratamiento de productos y residuos

Este proceso gestiona la dirección de los productos intermedios hacia el tanque de residuos o hacia el tanque de mezcla durante la fase de arranque de la planta, y modifica los gastos de cada corriente para que el producto final tenga exactamente la composición del R407C puro.



**Figura 11: Diagrama de bloques del proceso de tratamiento de producto y residuos**

Las entradas de este proceso son:

- Por la *Línea 1* y la *Línea 2*, R134a líquido y saturado, a 1200 kPa.
- Por la *Línea 9*, mezcla líquida y saturada de R32 y R125, a 3500 kPa.
- Por la *Línea 15*, mezcla líquida de R134a y aceite lubricante, a 1200 kPa.
- Por la *Línea 16*, mezcla líquida y saturada de R32, R125 y R134a, a 3000 kPa.

Durante la fase de arranque, mientras la instalación alcanza el régimen estacionario, se irá midiendo la temperatura de las *Líneas 1* y *2*, más la temperatura y la densidad de la *Línea 9*, con el propósito de conocer sus propiedades termodinámicas. Suponiendo su presión y que están en estado saturado, sólo una serie de parejas [T, P] (para las líneas de R134A) y de ternas [T, P,  $\rho$ ] (para la *Línea 9*) coinciden con las composiciones deseadas de producto. Todo producto se dirige directamente al **tanque de residuos B46**.

Cuando todas las mediciones coincidan con las parejas o ternas adecuadas, se podrá asegurar que todos los productos tienen unas propiedades aptas para su mezclado posterior. Además, este hecho coincidirá con el fin del régimen transitorio. Unas válvulas de tres vías cambiarán el sentido de las corrientes, y las dirigirá hacia el **tanque de mezcla B42** por sus respectivas vías.

Las *Líneas 1 y 2* poseen las mismas propiedades, por lo que sus corrientes convergerán en el **recipiente B41**. Éste enviará la corriente resultante a la aspiración de **bomba P41**, a través de la *Línea 3*. La bomba aumenta la presión del fluido hasta los 1800kPa abs. La descarga de la bomba (*Línea 4*) se divide en dos corrientes, una que vuelve al recipiente B41, para asegurar el cebado de la bomba, y otra hacia la válvula de 3 vías, dónde según el régimen de la planta irá a residuo o a mezcla.

Cuando se alcanza el régimen estacionario, los productos se derivan a las *Líneas 6 y 11*. Además, se activa la alimentación del **tanque de R125 B44**, y se procede a la retirada parcial del gasto de R134a que llega por la *Línea 6*. Un divisor de flujo controlado por válvulas regulará la cantidad de R134a que se enviará a mezcla y la que se enviará a mezclado.

La *Línea 11* está a presión muy elevada (3500 kPa abs), por lo que antes de introducirlo al tanque de mezcla B42, se expansiona hasta la presión de mezcla (1800 kPa abs), por medio de una válvula de expansión situada entre esta línea y la *Línea 12*; luego, el producto desemboca en el tanque de mezcla.

La mezcla se calcula a partir de unos caudalímetros situados en las *Líneas 6, 9 y 14*. Conociendo el caudal, se podrá conocer la cantidad de R125 que debe añadirse, y la cantidad de R134a que debe retirarse, para alcanzar la composición del R407C del producto final.

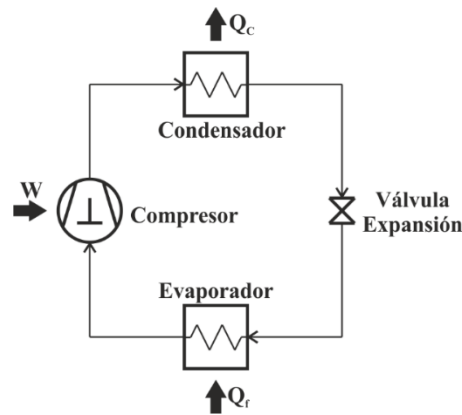
El tanque de mezcla está ligeramente refrigerado, para evitar un exceso de vapores en él. El propio aire ambiente ya refrigera la mezcla, pero es preferible asegurarse esta rebaja de temperatura. El frío procede del líquido saturado del fluido refrigerante del sistema auxiliar.

El líquido del tanque de mezcla es conducido hasta la **bomba P43**, e impulsado hacia el **tanque de producto B43**.

Un sistema de bomba y conducciones permitirá la carga y descarga de los tanques B43, B44, B45 y B46. El funcionamiento es idéntico al sistema de carga y descarga del tanque de alimentación B11, del sistema de alimentación del proceso.

### 5.2.6 Sistema auxiliar

El sistema auxiliar es un ciclo frigorífico por compresión, cerrado y realizado por el refrigerante R134a.



**Figura 12: Diagrama de bloques del sistema auxiliar**

El sistema funciona a dos niveles de presión:

- Presión alta de 1800 kPa abs, donde el freón condensa a 62,9°C
- Presión baja de 400 kPa abs, donde el freón evapora a 8,9°C.

La carga energética del sistema auxiliar depende exclusivamente del arranque de la instalación. Cuando llega el fluido a la línea de condensación (cuando sale del compresor), éste se divide entre todos los condensadores de la planta (los intercambiadores W14, W23, W24 y W33), además de un condensador auxiliar W51, a través de una serie de válvulas de paso, que permiten el paso entero o no de la corriente en la que esté instalado, según la carga de refrigerante que necesite el proceso y el paso de arranque en el que esté.

El **condensador W51** es un intercambiador de calor que cede calor del aire ambiente por convección forzada de éste último. Según la etapa de arranque, la demanda de calor es mayor que el frío que la planta puede absorber. Para equilibrar el sistema, el paso hacia el condensador W51 se abre, permitiendo la disipación de calor en el aire. En el régimen estacionario de la planta, el condensador está en uso.

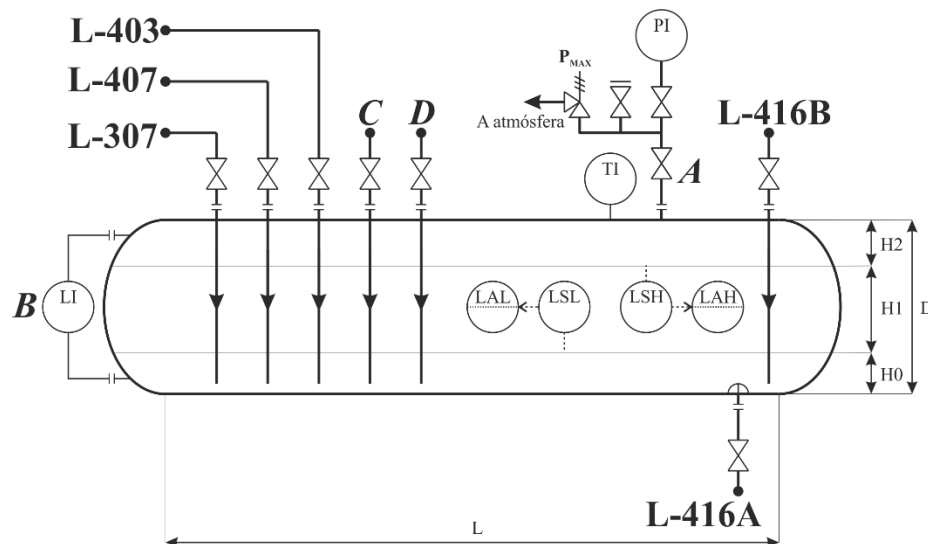
El **evaporador W52** es un intercambiador de calor que absorbe calor al aire ambiente por convección forzada. Al igual que el anterior, sólo se activa cuando es necesario (aunque esta vez es si existe un exceso de frío que se quiera ceder). En el régimen estacionario de la planta, el evaporador no está en uso.

## 5.3 Descripción de la instalación

### 5.3.1 Equipo industrial

El equipo industrial permite la transformación física y química de la materia en un proceso.

#### 5.3.1.1 Tanques de alimentación, de almacenaje y de residuos



**Figura 13: Esquema del tanque de alimentación B46**

Estos recipientes de gran volumen tienen la función de almacenar una gran cantidad de gases licuados a presión. Son recipientes cilíndricos, dispuestos en forma horizontal y con fondos elípticos 2:1, construidos con acero al carbono SA285C, grado E.

Los tanques de alimentación se irán vaciando conforme van cediendo su contenido hacia el proceso. Los tanques de almacenaje se irán llenando con el producto reciclado que se vaya obteniendo del sistema. El tanque de residuos acumulará todo el producto sobrante que no haya podido reciclarse.

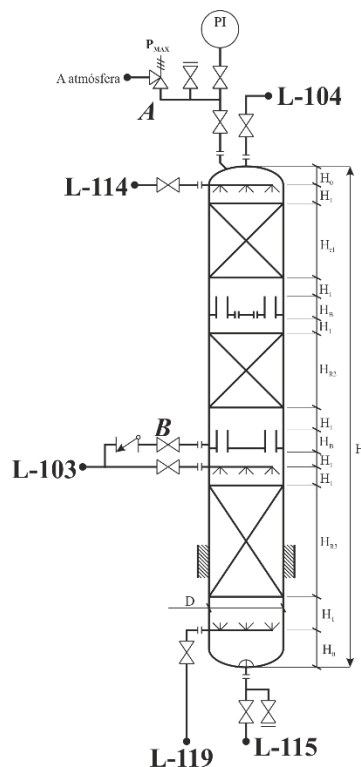
Estos tanques estarán al aire libre y sin aislar. Esto implica que la presión a la que estén sometidos dependerá de la temperatura del entorno. Estos tanques estarán diseñados para que soporten un 20% de presión adicional de la que estarían sometidos si los fluidos de su interior estuvieran a 40°C. Como las mezclas almacenadas no son inflamables, no hay peligro de incendio.

Los tanques poseen válvulas de alivio de presión (que expulsarán el exceso de gas a la atmósfera), indicadores de presión, temperatura y nivel, y un sistema de alarma de nivel alto y de nivel bajo. También poseen un sistema de carga y descarga de líquido, formado por una bomba propia, un conjunto de conducciones y suficientes elementos de control para este fin.

<b>Identificador</b>	<b>B11</b>	<b>B43</b>	<b>B44</b>	<b>B45</b>	<b>B46</b>
<b>Longitud (m)</b>	2,1	2,1	0,75	0,9	1,2
<b>Diámetro (m)</b>	8,45	6,4	3,54	3,5	5,45
<b>Espesor de pared (mm)</b>	30	30	15	10	20
<b>Volumen máximo líquido (m³)</b>	23,4	17,6	1,25	1,78	4,91
<b>Presión a 25°C (kPa abs)</b>	1200	1200	1400	675	1400
<b>Presión máxima (kPa abs)</b>	2000	2000	2200	1150	2200

**Tabla 4: Especificaciones de los tanques de alimentación, almacenaje y residuo**

### 5.3.1.2 Torres de relleno



**Figura 14: Esquema de la columna de relleno K11**

Estos recipientes permiten el intercambio de materia entre un flujo líquido descendiente y un flujo de vapor ascendente. Son recipientes cilíndricos, más largos que anchos, dispuestos en vertical, con fondos elípticos 2:1 y construidos con acero al carbono SA285C, grado E.

En su interior, estarán dispuestas tres plataformas de soporte en la que se acumulará encima de ellas una altura de relleno formado por anillos Pall de polietileno y longitud nominal 15mm. Entre las secciones de relleno se dispondrá una bandeja horadada, con cortas secciones de tubería vertical que la atravesará. El líquido descendiente se acumulará en la bandeja y se colará por los orificios menos para redistribuir su disposición en el espacio, mientras que el vapor ascendente se dirigirá por las tuberías verticales. La entrada de fluido se realizará a través de unos distribuidores (tuberías horadada) en su interior.

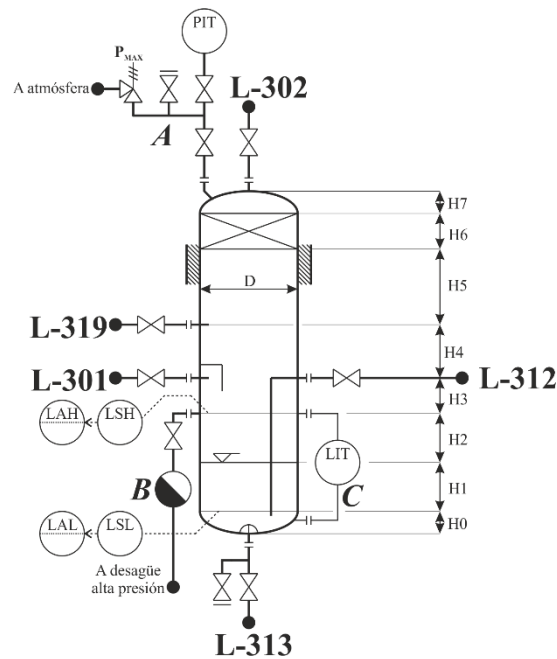
Las columnas poseen válvulas de alivio de presión (que expulsarán el exceso de gas a la atmósfera), indicadores de presión y válvulas de venteo y drenaje para retirar todo el fluido de su interior. Las columnas estarán cubiertas por una coquilla de espuma elastomérica para evitar fugas de calor.

<b>Identificador</b>	<b>K11</b>	<b>K21</b>	<b>K22</b>	<b>K31</b>	<b>K32</b>
<b>Longitud (m)</b>	2,7	2,4	3	2,4	3
<b>Diámetro (m)</b>	0,4	0,3	0,3	0,225	0,225
<b>Espesor de pared (mm)</b>	6	5	5	4	4
<b>Altura relleno superior (m)</b>	0,4	0,4	0,6	0,4	0,6
<b>Altura relleno medio (m)</b>	0,4	0,4	0,6	0,4	0,6
<b>Altura relleno inferior (m)</b>	0,6	0,4	0,6	0,4	0,6
<b>Presión de operación (kPa abs)</b>	1500	1500	1500	1200	1200
<b>Presión máxima (kPa abs)</b>	1650	1650	1650	1350	1350
<b>Temperatura en techo (°C)</b>	21	52	44	40	29
<b>Temperatura en suelo (°C)</b>	48	55	52	46	40

**Tabla 5: Especificaciones de las columnas de relleno**



### 5.3.1.3 Depósitos flash



**Figura 15: Esquema del depósito flash B32**

Estos recipientes permiten separar el líquido del vapor de las mezclas que surgen tras realizar una vaporización parcial por descompresión de líquido en válvula de estrangulamiento o por calentamiento en caldera, además de poder acumular cierta cantidad de líquido para poder alimentar el proceso aguas abajo. Son recipientes cilíndricos, dispuestos en vertical, con fondos elípticos 2:1 y construidos con acero al carbono SA285C, grado E.

La mezcla líquido-vapor entrará al recipiente a media altura del mismo. El fluido chocará contra un deflector de acero, que desviará el líquido hacia abajo. El vapor fluirá hacia el techo del recipiente, arrastrando pequeñas gotas de líquido. Antes de salir el vapor, pasará a través de una malla metálica de 100mm de grosor, la cual atraparán una gran cantidad de estas gotas, que las unirá y se caerán por gravedad al fondo del recipiente. En el fondo del recipiente, se acumulará líquido y se retirará hacia otros equipos.

Los depósitos flash poseen válvulas de alivio de presión (que expulsarán el exceso de gas a la atmósfera), sensores de presión y nivel, y un sistema de alarma de nivel alto y de nivel bajo. También poseen una conducción con trampa de vapor a la altura de nivel alto de líquido para evacuar el derrame. Las entradas de líquido adicionales se introducen por debajo del nivel bajo de líquido, para evitar el efecto sifón. Los depósitos estarán cubiertos por una coquilla de espuma elastomérica para evitar fugas de calor.

Identificador	B12	B14	B21	B24
Longitud (m)	1,1	1,375	9,75	1,05
Diámetro (m)	0,45	0,3	0,45	0,3
Espesor de pared (mm)	8	8	8	8
Volumen máximo líquido (m <sup>3</sup> )	0,07	0,06	0,05	0,059
Tiempo residencia (min)	2	2	2	3
Presión de operación (kPa abs)	1500	1500	1500	1500
Presión máxima (kPa abs)	1650	1650	1650	1650
Temperatura de operación (°C)	21	50	41	55
Identificador	B31	B32	B34	B51
Longitud (m)	1	1,1	0,71	1,17
Diámetro (m)	0,3	0,3	0,3	0,3
Espesor de pared (mm)	6	6	6	4
Altura máxima líquido (m)	0,03	0,04	0,012	0,045
Tiempo residencia (min)	2	2	3	3
Presión de operación (kPa abs)	1200	1200	400	400
Presión máxima (kPa abs)	1350	1350	500	500
Temperatura de operación (°C)	15	37	46	9

Tabla 6: Especificaciones de los depósitos flash

#### 5.3.1.4 Depósitos intermedios

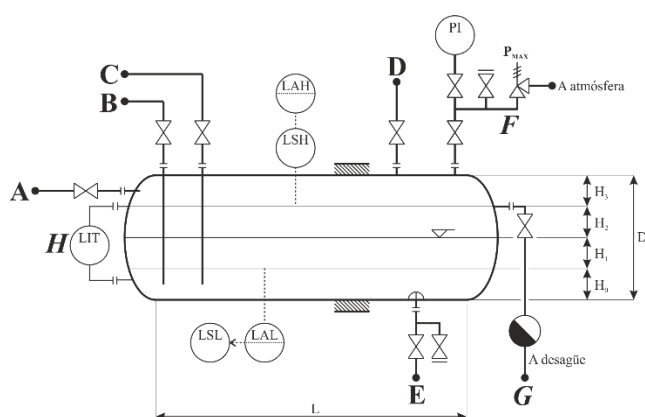


Figura 16: Esquema de un depósito intermedio genérico

Los depósitos intermedios son recipientes encargados de proporcionar almacenamiento de los líquidos que intervienen en la operación, además de unir varias corrientes en un lugar común. Son recipientes cilíndricos, dispuestos en horizontal, con fondos elípticos 2:1 y contruidos con acero al carbono SA285C, grado E.

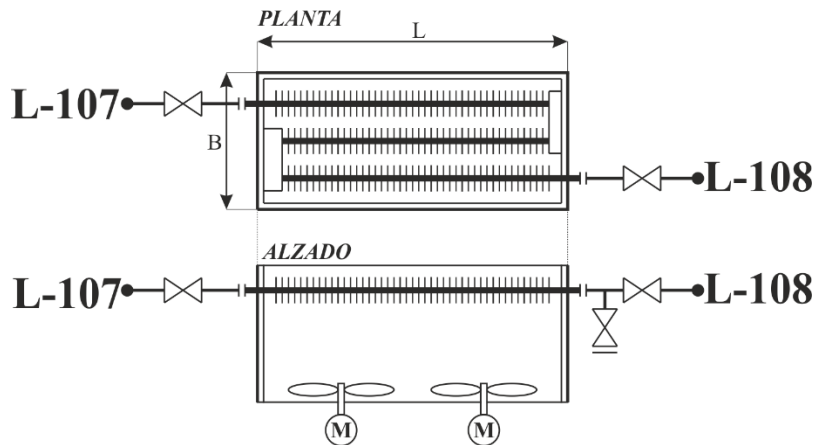
En estos recipientes confluirán varias corrientes líquidas y vapor. Ambas fases estarán en equilibrio termodinámico. Los líquidos se introducirán por debajo del nivel mínimo de líquido, para evitar el efecto sifón, y se retirarán por el suelo del recipiente. Los vapores entrarán por un extremo del depósito, por encima del nivel de líquido máximo, y se retirarán por el techo del otro extremo.

Los depósitos intermedios poseen válvulas de alivio de presión (que expulsarán el exceso de gas a la atmósfera), sensores de presión y nivel, y un sistema de alarma de nivel alto y de nivel bajo. También poseen una conducción con trampa de vapor a la altura de nivel alto de líquido para evacuar el derrame. Los depósitos estarán cubiertos por una coquilla de espuma elastomérica para evitar fugas de calor.

<b>Identificador</b>	<b>B13</b>	<b>B22</b>	<b>B23</b>	<b>B33</b>	<b>B41</b>
<b>Longitud (m)</b>	1,250	0,7	0,75	0,725	0,55
<b>Diámetro (m)</b>	0,45	0,45	0,45	0,3	0,3
<b>Espesor de pared (mm)</b>	8	8	8	6	6
<b>Volumen máximo líquido (m<sup>3</sup>)</b>	0,16	0,09	0,095	0,04	0,03
<b>Tiempo de residencia (min)</b>	2	2	2	2	2
<b>Presión de operación (kPa abs)</b>	1500	1500	1500	1200	1200
<b>Presión máxima (kPa abs)</b>	1650	1650	1650	1350	1350
<b>Temperatura de operación (°C)</b>	48	48	50	46	47

**Tabla 7: Especificaciones de los depósitos intermedios**

### 5.3.1.5 Condensadores y enfriadores refrigerados por aire



**Figura 17: Esquema del enfriador por aire W12**

Los condensadores y enfriadores por aire permiten la disipación de calor de una de líneas del circuito con el aire del entorno. De los condensadores entrará el fluido en estado vapor y saldrá en estado de líquido saturado. De los enfriadores entrará líquido caliente y saldrá ese mismo líquido más frío.

Los condensadores y enfriadores del proceso principal serán torres de refrigeración, en el que el fluido será conducido por tuberías de cobre de 1" recubiertas de aletas de aluminio circulares de 3mm de grosor y de 1 $\frac{5}{8}$ " de diámetro, y el aire será impulsado por el interior de la torre por varios ventiladores axiales.

Los condensadores del proceso auxiliar serán baterías de condensación, en el que el fluido será conducido por tuberías de cobre de  $\frac{1}{8}$ " de diámetro, que atravesará una serie de aletas cuadradas de aluminio de 3mm de grosor y de 0,01m<sup>2</sup> de área, y el aire será impulsado por el interior de la torre por varios ventiladores axiales.

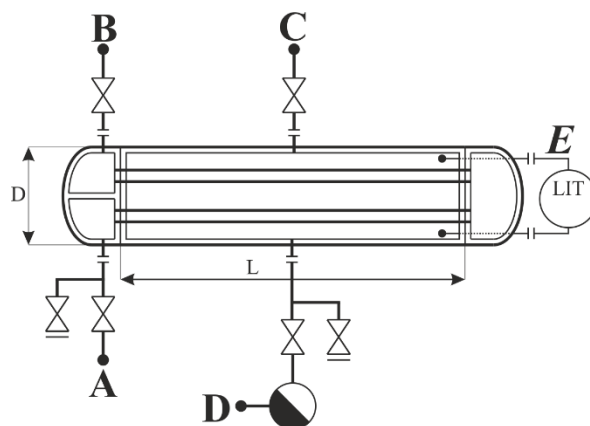
El motor que hace funcionar los ventiladores es de corriente alterna monofásico, de 240V de voltaje y 50 Hz de frecuencia, y está controlado digitalmente.

Los condensadores y enfriadores poseen una válvula de drenaje para vaciar su interior de fluido. Los condensadores poseen una trampa de vapor en la salida para asegurar que el vapor no salga del sistema. El enfriador posee un par de sensores de temperatura en la salida y en la entrada para controlar la reducción de temperatura.

Identificador	W12	W21	W25	W51	W52
Superficie de intercambio ( $m^2$ )	49,7	72,9	22,3	18,3	7,53
Potencia de ventilador (W)	70	138	235	68	74
Presión de operación (kPa abs)	3500	1500	1200	400	1800
Temperatura de operación ( $^{\circ}C$ )	55,6	41,4	46,3	8,9	63

**Tabla 8: Especificaciones técnicas de los condensadores y enfriadores refrigerados por aire**

### 5.3.1.6 Condensadores por ciclo frigorífico



**Figura 18: Esquema de condensador genérico**

Los condensadores recogen el vapor producido por la expansión del líquido a alta presión y lo condensan, devolviéndolo al depósito flash correspondiente. Para ello, es necesaria la circulación de un fluido frío para absorber el calor de la condensación. En esta instalación, se utilizará la evaporación del líquido del sistema auxiliar de refrigeración.

Estos condensadores son intercambiadores de calor de carcasa y tubo de tipo TEMA NEN. La carcasa es de acero al carbono ASTM A105 y los tubos son de cobre tipo K de 1/4" de diámetro. Los cabezales son también de acero al carbono ASTM A105.

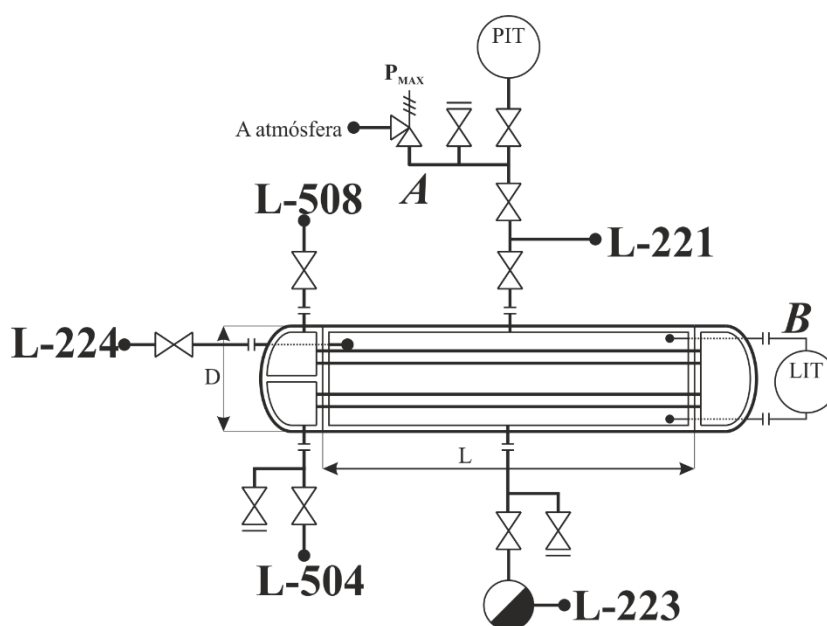
El fluido a condensar se hará circular por el lado carcasa: se introducirá por el techo de la carcasa y se retirará en forma líquida por el suelo de la misma. La salida poseerá una trampa de vapor para evitar el paso de vapor por ella. El fluido auxiliar se hará circular por el lado de tubos, donde se evaporará completamente.

El lado de carcasa posee un sensor de nivel. Ambos lados poseen válvula de drenaje para eliminar todo líquido de su interior en caso de acumulación. Los intercambiadores estarán cubiertos por una coquilla de espuma elastomérica para evitar fugas de calor.

Identificador	W11	W31
Longitud (m)	650	575
Diámetro (m)	200	250
Superficie de intercambio (m <sup>2</sup> )	0,88	1,32
Número de tuberías (-)	56	48
Número de pasos (-)	8	16
Presión de operación (kPa abs)	1500	1200
Temperatura de operación (°C)	21,1	15,6

**Tabla 9: Especificaciones técnicas de los condensadores por ciclo frigorífico**

### 5.3.1.7 Evaporadores y calderas



**Figura 19: Esquema del evaporador W24**

Los evaporadores y calderas se encargan de producir la evaporación en los fluidos del proceso. El evaporador consume todo el líquido, mientras

Estos evaporadores y calderas son intercambiadores de calor de carcasa y tubo de tipo TEMA NEN. La carcasa es de acero al carbono ASTM A105 y los tubos son de cobre tipo K de 1/4" de diámetro. Los cabezales son también de acero al carbono ASTM A105.

En el caso del evaporador, el líquido a evaporar se introduce en el lado carcasa, por encima del nivel de líquido máxima. El vapor saturado que surja se conduce hacia el techo de la carcasa, mientras que el líquido que no ha podido evaporarse se drena por el suelo de la carcasa. El fluido auxiliar se hará circular por el lado de tubos.

En el caso de las calderas, el líquido a evaporar se introduce por el lado de tubos. El líquido accede por la entrada inferior del cabezal frontal y saldrá por la conexión superior del cabezal. El fluido para condensar (el que ha venido del compresor correspondiente, si es caldera principal, o del sistema auxiliar, si es auxiliar) se hará circular por el lado carcasa, entrando por el techo y saliendo, en forma líquida, por el suelo.

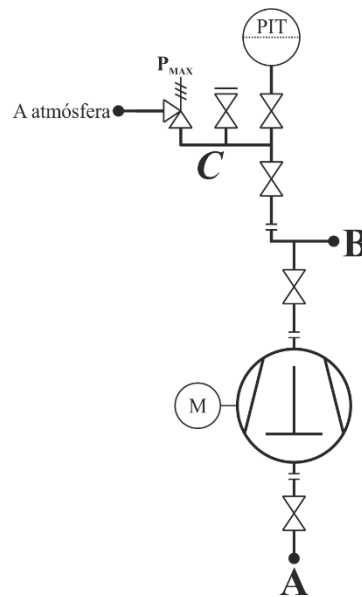
El lado de carcasa posee un indicador de nivel. Ambos lados poseen válvula de drenaje para eliminar todo líquido de su interior en caso de acumulación. Los intercambiadores estarán cubiertos por una coquilla de espuma elastomérica para evitar fugas de calor.

<b>Identificador</b>	<b>W13A/D</b>	<b>W14</b>	<b>W22A/B</b>	<b>W23</b>
<b>Longitud (m)</b>	1260	1260	1450	914
<b>Diámetro (m)</b>	254	254	254	254
<b>Superficie de intercambio (m<sup>2</sup>)</b>	11,42	1,4	2,57	1,59
<b>Número de tuberías (-)</b>	136	136	80	112
<b>Número de pasos (-)</b>	8	4	8	16
<b>Presión de carcasa (kPa abs)</b>	3500	1800	2700	1800
<b>Presión de tubo (kPa abs)</b>	1500	1500	1500	1500
<b>Temperatura de carcasa (°C)</b>	55,7	62,9	69,9	62,9
<b>Temperatura de tubo (°C)</b>	50,2	50,2	55,2	55,2
<b>Identificador</b>	<b>W24</b>	<b>W32A/E</b>	<b>W33</b>	
<b>Longitud (m)</b>	838	813	1066	
<b>Diámetro (m)</b>	254	254	254	
<b>Superficie de intercambio (m<sup>2</sup>)</b>	0,88	0,95	0,95	
<b>Número de tuberías (-)</b>	48	40	112	
<b>Número de pasos (-)</b>	4	8	16	
<b>Presión de carcasa (kPa abs)</b>	1200	3000	1800	
<b>Presión de tubo (kPa abs)</b>	1800	1200	1200	
<b>Temperatura de carcasa (°C)</b>	46,3	66,7	46,3	
<b>Temperatura de tubo (°C)</b>	62,9	46,3	62,9	

**Tabla 10: Especificaciones técnicas de evaporadores y calderas**



### 5.3.1.8 Compresores



**Figura 20: Esquema de un compresor genérico**

Los compresores permiten la circulación del vapor que sale de la parte superior de las columnas de relleno. Comprimen el vapor, aumentando su presión y su temperatura.

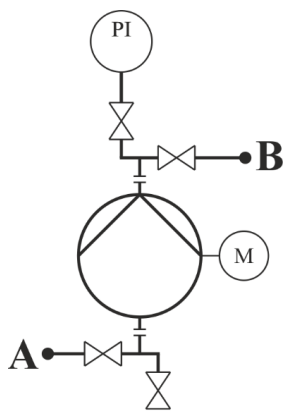
Los compresores son compresores de pistón abiertos, de acero de fundición, con pistones de aluminio y lubricados con aceites de polioléster.

Los motores que hacen funcionar cada compresor son de corriente alterna monofásico, de 240V de voltaje y 50 Hz de frecuencia, y están controlados digitalmente.

Identificador	V11	V21	V31	V51A/B
Relación de compresión (-)	2,33	1,8	2,5	4,5
Caudal normal ( $\text{Nm}^3 \text{h}^{-1}$ )	333,1	179,1	112,7	192,6
Presión descarga (kPa abs)	3500	2700	3000	1800
Potencia de motor (KW)	11,34	6,37	4,1	11,56

**Tabla 11: Especificaciones técnicas de los compresores**

### 5.3.1.9 Bombas



**Figura 21: Esquema de una bomba genérica**

Las bombas permiten la circulación del líquido de varios puntos de la instalación. Comprimen el líquido, aumentando su presión.

Las bombas son bombas centrífugas, de cuerpo y rodete de acero al carbono.

El motor que hace funcionar cada bomba es de corriente alterna monofásico, de 240V de voltaje y 50 Hz de frecuencia, y está controlado digitalmente.

Identificador	P11	P12	P21	P31	P41
Altura de impulsión (m.c.a.)	13,9	4,7	9,5	9,1	56,9
Caudal normal ( $m^3 h^{-1}$ )	2,35	0,59	1,03	0,62	0,46
Potencia de motor (W)	133	12	39	16	280
Identificador	P42	P43	P44	P45	P46
Altura de impulsión (m.c.a.)	31,4	18,8	44,8	42,9	42,2
Caudal normal ( $m^3 h^{-1}$ )	0,05	18,8	44,8	42,9	42,2
Potencia de motor (W)	15	99	5051	1138	1618
Identificador	P47	P61	P62		
Altura de impulsión (m.c.a.)	43,6	57,8	44,46		
Caudal normal ( $m^3 h^{-1}$ )	8,89	1,31	10,9		
Potencia de motor (W)	3302	339	2183		

**Tabla 12: Especificaciones técnicas de las bombas**

### 5.3.2 Lazos de control

Los lazos de control se utilizan para modificar el comportamiento de la planta de forma tal que las propiedades de corrientes y equipos no se alejen de los parámetros de diseño, y para evitar situaciones que podrían inutilizar el proceso por completo.

Un lazo de control típico suele constar de tres partes: los sensores, los controladores y los actuadores.

Los sensores reciben información del sistema, normalmente alguna propiedad de una línea o de un equipo del proceso. Luego, esta información la transforma en una señal cuantificable (eléctrica, electrónica, neumática, etc.), y la envía hacia el controlador.

Los controladores reciben la información de los sensores, la interpreta, y finalmente envía su respuesta hacia el actuador.

Los actuadores reciben la señal de respuesta del controlador y, en consecuencia, intervienen en alguna línea de proceso para modificar una de sus propiedades (normalmente, su caudal) y así, provocar el cambio deseado en el sistema controlado.

#### 5.3.2.1 Caudal de alimentación

Este lazo de control se encarga de enviar un caudal constante a una presión determinada desde un tanque de alimentación hasta el sistema.

Una bomba impulsa el fluido, desde el tanque y lo envía a una bifurcación. Además, la bomba aumentará la presión del fluido por encima de lo requerido e impulsará más fluido de la cuenta. La primera línea de la bifurcación se dirige hacia el sistema, y la segunda se dirige de vuelta al tanque.

El lazo de control recoge, con los sensores adecuados, el caudal y la presión de la línea de descarga de la bomba y de la línea que se dirige hacia el sistema y la señal de control se envía hacia dos válvulas situadas en cada línea de la bifurcación. Las dos válvulas consiguen modificar las variaciones del sistema. La válvula de la línea al sistema reduce la presión hasta la del sistema, mientras que la segunda válvula regula el exceso de caudal impulsado de vuelta al tanque.

#### 5.3.2.2 Reflujo líquido de columna

Este lazo se encarga de dividir la corriente de vapor condensado procedente de la salida de vapor de la columna de relleno, en dos corrientes: una que envíe el líquido de vuelta a la

columna y la segunda que envíe el líquido hacia otro sistema como producto de cabeza de la columna.

El lazo de control recoge el caudal de las líneas que se han dividido y la señal de control se envía hacia una válvula situada en la línea de producto de cabeza. La obstrucción que genera en la línea permite aumentar o reducir el caudal de líquido que pasa por esa línea y, de este modo, controlar el reflujo líquido de la columna.

### **5.3.2.3 Nivel de líquido en recipiente**

Este lazo se encarga de controlar la altura de líquido existente en un recipiente que lo acumule.

Los recipientes que almacenan líquido poseen como mínimo una entrada de líquido, y una salida de líquido, situada en el fondo del mismo. La diferencia entre el líquido que entra y el que sale es la razón de que el nivel de líquido aumente o disminuya.

Un exceso de líquido en un recipiente causa que este se derrame por conducciones en las que no se ha pretendido el paso de líquidos, o taponar conducciones por las que debe pasar vapor. El vaciado del recipiente también comporta problemas en el sistema, porque deja sin alimentación a los equipos que tiene en aguas abajo, e interrumpe el proceso.

Este lazo de control recoge la altura que alcanza el líquido en el interior y la señal de control se envía hacia una válvula situada en la salida de líquido del tanque. La obstrucción que genera en la línea permite aumentar o reducir el caudal de líquido que pasa por esa línea y, de este modo, controlar la altura de líquido.

### **5.3.2.4 Reflujo de bomba**

Este lazo de control es otra forma de controlar la altura de líquido de un recipiente, pero con la particularidad de que la salida de líquido del recipiente lo dirige hacia la línea de aspiración de una bomba.

Tras la descarga de la bomba, la línea se bifurca en otras dos, la primera devuelve el líquido hacia el recipiente anterior, la segunda envía el resto de líquido hacia el siguiente paso del proceso. Rellenando el depósito de nuevo, aparte de controlar la altura de líquido, también asegura que la bomba siempre tenga fluido disponible para cebarse.

Este lazo de control recoge la altura que alcanza el líquido en el interior y la señal de control se envía hacia una válvula situada en la línea que tras la descarga de la bomba devuelve el

líquido al recipiente de nuevo. La obstrucción que genera en la línea permite aumentar o reducir el caudal de líquido que pasa por esa línea y, de este modo, controlar la altura de líquido.

#### **5.3.2.5 Presión alta del sistema**

Este lazo de control permite racionar el trabajo que realiza el compresor en el sistema.

El compresor, siempre que su presión de descarga sea menor a la de diseño, estará activo. Esta presión es un poco superior a la que se necesita; este exceso se comporta como un acumulador de energía para seguir impulsando el resto del vapor de la línea. Mientras el vapor se va condensando en la caldera, la presión va disminuyendo hasta que se reduce por debajo de la presión de trabajo. En ese momento, el compresor se activará de nuevo para volver a alcanzar la presión del principio.

Este lazo de control recoge la presión de la línea de descarga del compresor, y la señal de control se envía directamente al motor del compresor, el cual se activará o separará según la situación.

#### **5.3.2.6 Vaporización parcial**

Este lazo de control permite ajustar la pérdida de presión que necesita el fluido que se devuelve a las columnas de relleno.

El líquido que debe devolverse a la columna de relleno viene a alta presión, pues proviene de la compresión del vapor de salida de la columna. Esta reducción de presión se produce por el efecto de una válvula de estrangulamiento. Este proceso también genera la vaporización parcial del líquido, el cual debe separarse posteriormente en un depósito flash de la fase vapor.

Este lazo recoge la presión de la línea inmediatamente aguas arriba y la del depósito flash, y la señal de control se envía a la válvula de estrangulamiento. La obstrucción que genera en la línea permite aumentar o disminuir la pérdida de presión que recibe el fluido.

#### **5.3.2.7 Calor auxiliar en caldera**

Este lazo de control permite la adición correcta de calor adicional que se necesita en la caldera auxiliar para alcanzar los valores de reflujo de vapor que requiera el sistema.

La descarga del compresor calienta el vapor y lo presuriza. Este vapor es dirigido a la caldera de su torre para condensar. El calor que cede este fluido es recogido por la salida líquida de la columna, que también pasa por la caldera. Este calor vaporiza el líquido parcialmente, pero

bajo las condiciones de operación de la planta piloto, no en la cuantía necesaria. Es obligado aportar un extra de calor en forma de vapor saturado del ciclo frigorífico del sistema auxiliar, donde es entregado en una nueva caldera situada aguas debajo de la primera.

Este lazo de control recoge los caudales de la salida de líquido de la columna y de la línea de su producto de cola. El cociente de estos dos valores dará el valor de reflujo de vapor de la columna actual. La señal de control se envía a una válvula instalada a la salida de líquido condensado del sistema auxiliar que pasa por la caldera auxiliar. Si se deja pasar poco líquido, éste se acumula en el intercambiador y, por inundación, reduce el área de intercambio de calor de la caldera auxiliar. Un valor de reflujo alto indica un exceso de vaporización, por lo que la válvula deberá cerrarse. Un valor de reflujo de vapor bajo requiere que la válvula se abra.

#### **5.3.2.8 Condensación y evaporación por sistema auxiliar**

Este lazo de control permite la interacción del sistema auxiliar con varios intercambiadores de calor de las columnas.

El evaporador requiere que todo el líquido que entre en su interior se vaporice del todo. Un condensador requiere que todo el vapor que entre se condense completamente. Ambas operaciones se realizan en intercambiadores de tubo y carcasa, por el lado de la carcasa. El nivel que alcanza el líquido en el interior es una medida de las necesidades térmicas de cada momento. Un exceso de líquido requiere un mayor aporte de energía en el evaporador (no se evapora lo suficientemente rápido), y un aporte menor de frío en el condensador (se está condensando demasiado rápido). Lo contrario también ocurre.

Un sensor recoge el nivel de líquido del intercambiador de calor y la señal de control se envía a la válvula instalada en el sistema auxiliar. La obertura de la válvula permite controlar el flujo de refrigerante que llega al intercambiador por el lado de tuberías.

#### **5.3.2.9 Tratamiento de producto y residuos**

Este lazo de control permite la secuenciación del proceso de tratamiento de producto y residuos de la planta, y la regulación de los flujos de producto para obtener las proporciones correctas de R407C en la salida.

Tras las tres etapas de destilación, el proceso obtiene tres flujos de producto útiles: el primero, una mezcla de R32 y R125; los otros dos, de R134a puro. Mientras las líneas de producto no alcancen unos parámetros que permitan al controlador de este lazo identificarlos como estos

flujos, todas desembocarán al tanque de residuos. Cuando las tres líneas sean identificadas como mezclas correctas de producto, el sistema identificará que se ha entrado en el régimen estacionario y entonces se procederá a la mezcla. El parámetro que se controla en las líneas de R134a puro es la temperatura obtenida cuando el líquido esté saturado, Los parámetros de la mezcla de R32 y R125 serán la temperatura y la densidad, también obtenida cuando el líquido esté saturado.

Cuando se esté en el régimen estacionario, este lazo recogerá los caudales de las líneas de producto, y la señal de control se enviará, primero al lazo de control de alimentación de R125 (que enviará un gasto constante de R125 hacia el tanque mezclador), y segundo a un lazo de control que regula la cantidad de líquido que se desvía de la línea de producto de R134a hacia un tanque de almacenaje.

#### **5.3.2.10 Secuencia de puesta en marcha**

Este lazo de control permite la secuenciación de la activación de la planta en cuatro fases.

La primera fase activa el compresor y las bombas de la primera destilación y permite el paso de flujo por los ramales pertinentes del sistema auxiliar (vapor caliente por la caldera auxiliar y líquido frío por el condensador, ambos de la primera destilación del proceso). El paso al resto de la instalación no está obstruido, por lo que se irá llenando con los vapores producidos y se irá tanto calentando como presurizando el sistema.

Cuando la presión de la descarga del primer compresor alcance la presión de trabajo, entonces se activará la segunda fase. La segunda fase activará el compresor y las bombas de la segunda destilación y volverá a modificar el paso de los ramales del sistema auxiliar.

Cuando la presión de descarga del segundo compresor alcance su presión de trabajo, se activará la tercera fase. La tercera fase activará el último compresor y permitirá el paso al resto de tuberías del sistema auxiliar.

La cuarta fase ocurre cuando el sistema alcanza el régimen estacionario, y es cuando el lazo de control de tratamiento de producto y residuos actúa.

#### **5.3.2.11 Carga y descarga de tanques**

Este lazo de control permite la activación del bombeo de líquido desde o hacia el interior de los tanques de alimentación, de producto y de residuos. El usuario indicará qué régimen está en marcha (carga o descarga) y la señal de control se enviará primero a la bomba, que la activará, y luego a unas válvulas de tres vías, que dirigirá la aspiración y la descarga de la bomba (aspiración desde el tanque en el régimen de descarga, y descarga hacia el tanque si el régimen es de carga).

## 6 Comparación energética entre ambos procesos

Para justificar la introducción del ciclo frigorífico por compresión como sustitución de la condensación en un proceso de destilación, se procede a comparar la demanda energética entre ambos procesos. Se utilizarán los resultados obtenidos en la simulación de esta planta, en su estado nominal. La metodología y los supuestos se han discutido previamente en el apartado de Diseño.

### 6.1 Demanda energética

En esta comparación, ambas plantas compartirán el mismo balance de masas (mostrado en la Tabla 3 y la Figura 5).

El balance energético de ambas plantas diferirá en dos aspectos. El primero es la sustitución de la condensación por el ciclo de refrigeración por compresión. En el apartado de Introducción teórica (pág. 23) se explican los detalles.

El segundo aspecto a tener en cuenta es que el producto de cabeza de los procesos de destilación con el nuevo trucaje surge con un valor de presión superior que el de los procesos clásicos, y, en consecuencia, con mayor energía. Se ignorará la diferencia de entalpía existente entre ambos productos de cabeza, por lo que en la comparación sólo se tendrán en cuenta los intercambios de energía (y no de materia).

Con esto en mente, **la demanda energética puede dividirse en dos términos: aquellas energías comunes en ambos procesos** (trabajo de bombas y ventiladores, sistema auxiliar, calor para separar el aceite por evaporación, etc.) **y las que difieren entre ambos procesos.**



### 6.1.1 Demanda energética común

DEMANDA ENERGÉTICA COMÚN		
<b>1. <u>Bombas</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Trabajo suministrado en la bomba P11</i>	KW	0,133
<i>Trabajo suministrado en la bomba P12</i>	KW	0,012
<i>Trabajo suministrado en la bomba P21</i>	KW	0,039
<i>Trabajo suministrado en la bomba P31</i>	KW	0,16
<i>Trabajo suministrado en la bomba P41</i>	KW	0,28
<i>Trabajo suministrado en la bomba P42</i>	KW	0,015
<i>Trabajo suministrado en la bomba P43</i>	KW	0,099
<i>Trabajo suministrado en la bomba P61</i>	KW	0,339
<b>2. <u>Compresores y ventiladores</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Trabajo suministrado en el compresor V51</i>	KW	11,56
<i>Trabajo suministrado en el ventilador de W12</i>	KW	0,07
<i>Trabajo suministrado en el ventilador de W21</i>	KW	0,138
<i>Trabajo suministrado en el ventilador de W25</i>	KW	0,235
<i>Trabajo suministrado en el ventilador de W51</i>	KW	0,074
<b>3. <u>Evaporadores</u></b>		
Propiedad	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica suministrada en W24</i>	KW	14,61
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL (KW)</b>		<b>27,76</b>

**Tabla 13: Demandas energéticas comunes entre ambas plantas comparadas**

No se han añadido los trabajos de las bombas de carga y descarga de tanques.

### 6.1.2 Demanda energética exclusiva de la torre clásica

La **demanda energética exclusiva de la torre clásica** será la suma de su energía de condensación y de su energía de evaporación.

La **energía de condensación de la torre clásica** será la potencia calorífica que debe retirarse para condensar la totalidad de la corriente vapor que sale por la parte superior de la torre.

La **energía de evaporación de la torre clásica** será la potencia calorífica que debe suministrarse para evaporar tanta corriente líquida que salga por la parte inferior de la columna de relleno como para cumplir la relación de reflujo vapor del proceso.

DEMANDA ENERGÉTICA EXCLUSIVA DE LA TORRE CLÁSICA		
<b>1. <u>Primera torre de destilación</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en evaporación</i>	KW	77,5
<i>Potencia frigorífica en condensación</i>	KW	76,9
<b>2. <u>Segunda torre de destilación</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en evaporación</i>	KW	46,4
<b>3. <u>Tercera torre de destilación</u></b>		
Propiedad	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en evaporación</i>	KW	26,4
<i>Potencia frigorífica en condensación</i>	KW	27,2
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL (KW)</b>		<b>254,4</b>

**Tabla 14: Demandas energéticas exclusivas de la planta de destilación clásica**

### 6.1.3 Demanda energética exclusiva de la torre nueva

La **demanda energética exclusiva de la torre nueva** será la suma del trabajo realizado por el compresor, su energía de condensación y su energía de evaporación.

La **energía de condensación de la torre nueva** será la potencia calorífica que debe retirarse para condensar el vapor surgido tras la expansión isoentálpica del proceso.

La **energía de evaporación de la torre nueva** será la potencia calorífica que debe añadirse adicionalmente en la caldera auxiliar para que el líquido que sale de la columna de relleno por la parte inferior alcance la relación de reflujo vapor que requiera el proceso.

DEMANDA ENERGÉTICA EXCLUSIVA DE LA TORRE NUEVA		
<b>1. <u>Primera torre de destilación</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en intercambiador W13</i>	KW	16,5
<i>Potencia frigorífica en intercambiador W11</i>	KW	38,7
<i>Trabajo en compresor V11</i>	KW	11,3
<b>2. <u>Segunda torre de destilación</u></b>		
Concepto	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en intercambiador W23</i>	KW	8,8
<i>Trabajo en compresor V21</i>	KW	6,4
<b>3. <u>Tercera torre de destilación</u></b>		
Propiedad	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica en intercambiador W33</i>	KW	5,8
<i>Potencia frigorífica en intercambiador W31</i>	KW	7,1
<i>Trabajo en compresor V31</i>	KW	4,1
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL (KW)</b>		<b>98,7</b>

**Tabla 15: Demandas energéticas exclusivas de la planta de destilación nueva**

## 6.2 Comparativa entre procesos

Para comparar ambos procesos, se calculará la relación de la demanda energética total entre ambos, siendo el proceso con las torres de destilación clásicas la referencia.

La demanda energética total de cada proceso será la suma de la demanda energética común con su demanda energética exclusiva.

La **demanda energética total** de la planta que utiliza el **proceso clásico** de destilación es de **282'2 KW**.

La **demanda energética total** de la planta que utiliza el **nuevo proceso** de destilación es de **126'5 KW**.

La relación entre ambas demandas es de  $126'5 / 282'2 = 0'448$ . Este valor indica que **a la planta con el nuevo diseño debe aportársele el 45% de la energía que debería aportarse a la planta de diseño clásico**.

## 7 Impacto ambiental

Todo proceso industrial produce un impacto en su entorno más inmediato. Esta sección recapitulará qué impactos pueden causarse con la implantación de esta planta, y posibles soluciones para mitigarlos.

### 7.1 Características del proceso

Esta planta tratará principalmente con tres sustancias: el R32 (difluorometano), el R125 (pentafluoroetano) y el R134a (1,1,1,2-tetrafluoroetano). La siguiente tabla mostrará algunos valores característicos de estas sustancias:

PROPIEDADES DE VALOR ECOLÓGICO Y DE SEGURIDAD				
<i>Propiedad</i>	<i>Unidades</i>	<i>R23</i>	<i>R125</i>	<i>R134a</i>
<i>ODP (Ozone Depletion Potential)</i>	-	0	0	0
<i>GWP (Global Warming Potential)</i>	-	675	2800	1300
<i>TWA (Time Work Average, 8h)</i>	(ppm)	1000	1000	1000
<i>Límite Inferior de Inflamabilidad</i>	(% vol.)	13	-	-
<i>Límite Superior de Inflamabilidad</i>	(% vol.)	32	-	-
<i>Temperatura de ebullición (1 atm)</i>	(°C)	-51,7	-48,5	-26,1

**Tabla 16: Propiedades de valor ecológico y de seguridad de varios HFCs.**

Las condiciones de presión y temperatura del proceso obligan a trabajar con estas sustancias en forma de **gases licuados a presión**. Los gases licuados a presión son sustancias que, en condiciones normales (presión atmosférica y temperatura ambiente), son gases, pero que se han licuado al comprimirlos. **La tendencia natural a vaporizarse hace que el proceso sea proclive a sufrir fugas de gas o, en el peor de los casos, a provocar BLEVEs.**

### 7.2 Residuos generados

#### 7.2.1 Flujos de materia

En condiciones normales de funcionamiento, **la planta genera un gasto de 140 Kg h<sup>-1</sup> de una mezcla de las tres sustancias del proceso más el aceite lubricante separado**. La composición corresponde al flujo F del balance de masa mostrado en la Tabla 3 (pág. 31).

Este flujo de materia surge como subproducto del tren de destilación. Esta mezcla no ha podido purificarse más, por lo que se debe tratar como residuo de la planta. Es posible realizar más destilaciones adicionales para conseguir separar más componentes útiles de dicha mezcla, pero se debería entonces calcular la rentabilidad de dichas adiciones.

Además, a causa de la transitoriedad inicial del proceso, el producto que se va generando mientras la planta alcanza el régimen estacionario de funcionamiento será también tratado como residuo. El gasto y la composición de este flujo será idéntico a la alimentación de gas R407C a reciclar.

Estos residuos son conducidos y almacenados a un tanque aparte. Luego, este tanque descargará el residuo a un vehículo habilitado para que lo transporte finalmente a una planta autorizada que lo pueda tratar.

### 7.2.2 Flujos de energía

El proceso, además, disipa energía calorífica al aire del entorno, en forma de aire calentado. Éstas surgen principalmente de los intercambiadores de calor refrigerados por aire. La siguiente tabla muestra las potencias caloríficas que la planta cede al medio durante su régimen estacionarios de funcionamiento.

FLUJOS DE CALOR RESIDUAL		
Propiedad	Unidades	Valor
<i>Potencia calorífica disipada en W12</i>	KW	13
<i>Potencia calorífica disipada en W21</i>	KW	9,91
<i>Potencia calorífica disipada en W25</i>	KW	16,04
<i>Potencia calorífica disipada en W51</i>	KW	5,34
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL (KW)</b>		<b>44,3</b>

**Tabla 17: Flujos de calor residual de la planta piloto**

La planta, entonces, disipará durante su régimen estacionario una potencia calorífica de 44'3 KW al entorno, en forma de aire calentado a 35°C

### 7.3 Efectos en el medio ambiente

La Tabla 17 indica algunas propiedades de las sustancias usadas en la planta que pueden indicar el impacto que tienen en el medio ambiente.

Las tres sustancias principales son gases en su estado normal. Además, su estructura y propiedades químicas los hacen muy poco reactivos y muy poco solubles en agua o en medios orgánicos. Por eso:

- La acumulación en el medio acuático o en el suelo de los HFCs es casi inexistente.
- La acumulación en seres vivos de los HFCs también es casi inexistente.

Al ser gases, cualquier fuga de estas sustancias se acumulará en la atmósfera. A partir de los valores de la Tabla 17 y varios criterios químicos:

- El impacto en la capa de ozono de estos HFCs es nulo.
- **El impacto en el efecto invernadero causado por estos HFCs es muy importante, sobre todo el del R125.**
- El impacto en otras fenomenologías atmosféricas, como la lluvia ácida o el smog, de estos HFCs es irrelevante.

Finalmente, unas últimas consideraciones concernientes a la seguridad en el uso de estas sustancias en la planta:

- **El R32 es un gas inflamable, pero, en las concentraciones en las que se trabaja no resulta peligroso** (el R407C se diseñó para evitar que sus gases fueran inflamables).
- Se debe tener especial cuidado con las fugas, por el desplazamiento del oxígeno en la atmósfera (que puede causar asfixia) y por la BLEVE que puede generarse (posible metralla proyectada, quemadura por frío al descomprimirse los gases).

Como consecuencia, se debe tener cuidado tanto en la carga y descarga de estos productos como de conseguir un mantenimiento adecuado de la planta, para evitar las fugas de refrigerantes.

## 8 Presupuesto de diseño e instalación

### 8.1 Presupuesto del equipo

#### 8.1.1 Columnas de relleno

<b><u>COLUMNAS DE RELLENO</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recipiente cilíndrico a presión, en disposición vertical, con fondos elípticos tipo ASME 2:1, construido en acero al carbono SA285C grado E</li> <li>• Relleno de anillos Pall, de polietileno y de tamaño 15mm.</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>2000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>K11</b>	Altura de recipiente: <b>2700mm</b> Diámetro de recipiente: <b>400mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>186'3 Kg</b> Volumen de relleno: <b>0'175 m³</b>	360,29
<b>K21</b>	Altura de recipiente: <b>2400mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>5mm</b> Peso de recipiente: <b>124,1 Kg</b> Volumen de relleno: <b>0,085 m³</b>	191,07
<b>K22</b>	Altura de recipiente: <b>3000mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>5mm</b> Peso de recipiente: <b>101,6 Kg</b> Volumen de relleno: <b>0,127 m³</b>	243,57
<b>K31</b>	Altura de recipiente: <b>2400mm</b> Diámetro de recipiente: <b>225mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>4mm</b> Peso de recipiente: <b>72,8 Kg</b> Volumen de relleno: <b>0,072 m³</b>	145,69
<b>K32</b>	Altura de recipiente: <b>3000mm</b> Diámetro de recipiente: <b>225mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>4mm</b> Peso de recipiente: <b>52,9 Kg</b> Volumen de relleno: <b>0,048 m³</b>	99,31
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>1039,93</b>



**8.1.2 Recipientes verticales a presión**

<b><u>RECIPIENTES VERTICALES A PRESIÓN</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recipiente cilíndrico a presión, en disposición vertical, con fondos elípticos tipo ASME 2:1, construido en acero al carbono SA285C grado E</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>2000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>B12</b>	Altura de recipiente: <b>1100mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>114,6 Kg</b>	57,30
<b>B14</b>	Altura de recipiente: <b>1375mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>90 Kg</b>	45,00
<b>B21</b>	Altura de recipiente: <b>975mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>105,7 Kg</b>	52,85
<b>B24</b>	Altura de recipiente: <b>1050mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>70,1 Kg</b>	35,05
<b>B31</b>	Altura de recipiente: <b>1000mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>51,4 Kg</b>	25,70
<b>B32</b>	Altura de recipiente: <b>1100mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>56 Kg</b>	28,00
<b>B34</b>	Altura de recipiente: <b>710mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>39,1 Kg</b>	19,55
<b>B42</b>	Altura de recipiente: <b>3000mm</b> Diámetro de recipiente: <b>225mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>4mm</b> Peso de recipiente: <b>52,9 Kg</b>	26,45
<b>B51</b>	Altura de recipiente: <b>1500mm</b> Diámetro de recipiente: <b>300mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>569 Kg</b>	284,50
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>574,40</b>

### 8.1.3 Recipientes horizontales a presión

<b><u>RECIPIENTES HORIZONTALES A PRESIÓN</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recipiente cilíndrico a presión, en disposición horizontal, con fondos elípticos tipo ASME 2:1, construido en acero al carbono SA285C grado E</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>2500 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>B11</b>	Longitud de recipiente: <b>8450mm</b> Diámetro de recipiente: <b>2100mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>30mm</b> Peso de recipiente: <b>14800 Kg</b>	7400,00
<b>B13</b>	Longitud de recipiente: <b>1250mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>94,7 Kg</b>	47,35
<b>B22</b>	Longitud de recipiente: <b>700mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>58 Kg</b>	29,00
<b>B23</b>	Longitud de recipiente: <b>750mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>8mm</b> Peso de recipiente: <b>61,4 Kg</b>	30,70
<b>B33</b>	Longitud de recipiente: <b>725mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>28 Kg</b>	14,00
<b>B41</b>	Longitud de recipiente: <b>1100mm</b> Diámetro de recipiente: <b>450mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>6mm</b> Peso de recipiente: <b>22,1 Kg</b>	11,05
<b>B43</b>	Longitud de recipiente: <b>6400mm</b> Diámetro de recipiente: <b>2100mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>30mm</b> Peso de recipiente: <b>11612 Kg</b>	5806,00
<b>B44</b>	Longitud de recipiente: <b>3540mm</b> Diámetro de recipiente: <b>750mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>15mm</b> Peso de recipiente: <b>1090 Kg</b>	545,00

<b><u>Inventario</u></b> (continuación)		
<b>B45</b>	Longitud de recipiente: <b>3500mm</b> Diámetro de recipiente: <b>900mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>10mm</b> Peso de recipiente: <b>880 Kg</b>	440,00
<b>B46</b>	Longitud de recipiente: <b>5450mm</b> Diámetro de recipiente: <b>1200mm</b> Espesor de pared de recipiente: <b>20mm</b> Peso de recipiente: <b>3600 Kg</b>	1800,00
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>16123,10</b>

#### 8.1.4 Compresores

<b><u>COMPRESORES</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Compresor abierto de pistón, cuerpo de acero de fundición, pistón de aluminio.</li> <li>• Motor eléctrico de corriente alterna trifásica.</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>5000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>V11</b>	Relación de compresión: <b>2,33</b> Caudal normal de impulsión: <b>333,1 Nm<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>11,34 KW</b>	16310,38
<b>V21</b>	Relación de compresión: <b>1,8</b> Caudal normal de impulsión: <b>179,1 Nm<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>6,37 KW</b>	10282,18
<b>V31</b>	Relación de compresión: <b>2,5</b> Caudal normal de impulsión: <b>112,7 Nm<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>4,1 KW</b>	7227,71
<b>V51A/B</b>	Número de elementos: <b>4,5</b> Relación de compresión: <b>2,33</b> Caudal normal de impulsión: <b>192,6 Nm<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>11,56 KW</b>	33126,06
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>66946,32</b>

### 8.1.5 Bombas

<b><u>BOMBAS</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>Bomba centrífuga abierta, cuerpo de acero al carbono y rodete de acero al carbono</li> <li>Motor eléctrico de corriente alterna trifásica.</li> <li>Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>2000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>P11</b>	Altura de impulsión: <b>13,9 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>2,35 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>133 W</b>	1067,51
<b>P12</b>	Altura de impulsión: <b>4,7 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>0,59 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>12 W</b>	148,41
<b>P21</b>	Altura de impulsión: <b>9,5 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>1,03 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>39 W</b>	406,96
<b>P31</b>	Altura de impulsión: <b>9,1 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>0,62 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>16 W</b>	261,97
<b>P41</b>	Altura de impulsión: <b>56,9 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>0,46 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>280 W</b>	894,13
<b>P42</b>	Altura de impulsión: <b>31,4 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>0,05 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>15 W</b>	94,15
<b>P43</b>	Altura de impulsión: <b>18,8 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>0,8 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>99 W</b>	573,99
<b>P44</b>	Altura de impulsión: <b>44,8 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>17,41 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>5050 W</b>	13513,48
<b>P45</b>	Altura de impulsión: <b>42,9 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>4,56 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>1140 W</b>	4469,34
<b>P46</b>	Altura de impulsión: <b>42,2 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>6,76 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>1620 W</b>	6043,84
<b>P47</b>	Altura de impulsión: <b>43,6 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>8,89 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>3300 W</b>	7723,54

<b>Inventario</b> (continuación)		
<b>P61</b>	Altura de impulsión: <b>57,8 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>1,31 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>339 W</b>	2091,54
<b>P62</b>	Altura de impulsión: <b>44,5 m.c.a.</b> Caudal impulsión: <b>10,9 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup></b> Potencia de motor: <b>2180 W</b>	9241,34
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>46530,21</b>

### 8.1.6 Intercambiadores de carcasa y tubo

<b><u>INTERCAMBIADORES DE CARCASA Y TUBO</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Intercambiador de calor, de carcasa y tubo, TEMA tipo NEN.</li> <li>• Tuberías de cobre tipo K de 0,25" de diámetro.</li> <li>• Carcasa de acero al carbono ASTM A105 Sch40 de 10" de diámetro.</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>4000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>W11</b>	Longitud: <b>650mm</b> Número de tubos: <b>56</b> Número de pasos: <b>8</b> Superficie de intercambio: <b>0,88 m<sup>2</sup></b>	90,62
<b>W13A/D</b>	Unidades: <b>4</b> Longitud: <b>1260mm</b> Número de tubos: <b>136</b> Número de pasos: <b>8</b> Superficie de intercambio: <b>2,85 m<sup>2</sup></b>	2899,84
<b>W14</b>	Longitud: <b>1260mm</b> Número de tubos: <b>136</b> Número de pasos: <b>4</b> Superficie de intercambio: <b>1,4 m<sup>2</sup></b>	271,86
<b>W15</b>	Longitud: <b>1120mm</b> Número de tubos: <b>1</b> Número de pasos: <b>1</b> Superficie de intercambio: <b>0,06 m<sup>2</sup></b>	362,48
<b>W22A/B</b>	Unidades: <b>2</b> Longitud: <b>1450mm</b> Número de tubos: <b>80</b> Número de pasos: <b>8</b> Superficie de intercambio: <b>1,28 m<sup>2</sup></b>	181,24
<b>W23</b>	Longitud: <b>914mm</b> Número de tubos: <b>80</b> Número de pasos: <b>8</b> Superficie de intercambio: <b>1,59 m<sup>2</sup></b>	271,81

<b><u>Inventario</u></b> (continuación)		
<b>W24</b>	Longitud: <b>838mm</b> Número de tubos: <b>48</b> Número de pasos: <b>4</b> Superficie de intercambio: <b>0,88 m<sup>2</sup></b>	181,24
<b>W31</b>	Longitud: <b>575mm</b> Número de tubos: <b>112</b> Número de pasos: <b>16</b> Superficie de intercambio: <b>0,95 m<sup>2</sup></b>	181,24
<b>W32A/E</b>	Unidades: <b>5</b> Longitud: <b>813mm</b> Número de tubos: <b>40</b> Número de pasos: <b>8</b> Superficie de intercambio: <b>0,19 m<sup>2</sup></b>	453,10
<b>W33</b>	Longitud: <b>1066</b> Número de tubos: <b>112</b> Número de pasos: <b>16</b> Superficie de intercambio: <b>0,95 m<sup>2</sup></b>	181,24
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>5074,72</b>

### 8.1.7 Intercambiadores de calor por aire

<b><u>INTERCAMBIADORES DE CALOR POR AIRE</u></b>		
<b><u>Descripción</u></b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Intercambiador de calor por convección de aire forzado.</li> <li>• Tubería de acero al carbono ASTM A105 Sch40 de 1" de diámetro.</li> <li>• Condiciones de trabajo nunca mayores a <b>4000 kPa abs</b> y <b>100°C</b>.</li> </ul>		
<b><u>Inventario</u></b>		
<b>Identificador</b>	<b>Características</b>	<b>Coste (€)</b>
<b>W12</b>	Superficie de intercambio: <b>49,7 m<sup>2</sup></b> Potencia ventilador: <b>70 W</b>	9062
<b>W21</b>	Superficie de intercambio: <b>72,9 m<sup>2</sup></b> Potencia ventilador: <b>138 W</b>	20071,15
<b>W25</b>	Superficie de intercambio: <b>22,3 m<sup>2</sup></b> Potencia ventilador: <b>25 W</b>	4066,05
<b>W51</b>	Superficie de intercambio: <b>18,3 m<sup>2</sup></b> Potencia ventilador: <b>68 W</b>	3336,71
<b>W52</b>	Superficie de intercambio: <b>7,53 m<sup>2</sup></b> Potencia ventilador: <b>74 W</b>	1372,98
<b>COSTE TOTAL (€)</b>		<b>37908,89</b>

## 8.2 Presupuesto de instalación

Se utilizarán factores de Wroth para estimar los costes adicionales de instalación de cada familia de equipos. Esto incluye la mano de obra, la maquinaria, la energía consumida, además de la instrumentación y la tubería necesaria para que funcione.

Se añade también una estimación de un 5% del coste de compra adicional como portes de transporte.

La fórmula queda de la siguiente forma:

$$\text{Coste final} = \text{Coste base} \cdot f_{\text{TRANSPORTE}} \cdot f_{\text{WROTH}}$$

Concepto	Coste base	Transporte	F Wroth	Coste final
<i>Columnas de relleno</i>	1039,93€	1,05	4	4367,70€
<i>Recipientes verticales</i>	574,4€	1,05	3,5	2110,92€
<i>Recipientes horizontales</i>	16123,1€	1,05	3,5	59252,39€
<i>Compresores</i>	66946,32€	1,05	2,3	161675,36€
<i>Bombas</i>	46530,21€	1,05	1	48856,72€
<i>Int. Calor Carcasa y tubo</i>	5074,72€	1,05	3,5	18649,59€
<i>Int. Calor Aire forzado</i>	37908,89€	1,05	3,5	139315,17€
<b>COSTE TOTAL</b>				<b>434227,86€</b>

**Tabla 17: Costes finales de adquisición e instalación de la planta.**

## 8.3 Presupuesto de diseño

Se estima que todo el tiempo trabajado durante el proyecto se pagará a nivel de profesional.

Presupuesto de diseño		
Tiempo trabajado	h	810
Coste profesional	€/ h	80
Coste total	€	<b>64800</b>

**Tabla 18: Costes finales de diseño de la planta.**

## Conclusiones

Bajo los supuestos indicados y con este tipo de proceso, la incorporación de un ciclo frigorífico por compresión en una columna de destilación, en sustitución de la condensación en el techo del proceso, concede importantes ventajas en ahorro energético (cercaos al 55% respecto a la tradicional), con un rendimiento en el proceso aceptable (recuperación cercana al 80% del gas reciclado).

Aunque debería realizarse estudios económicos más exhaustivos, esta nueva tecnología puede ser una alternativa viable para sustituir algunos procesos de destilación.

Bajo el criterio profesional del autor, se recomienda la construcción de la planta piloto ideada en este proyecto.



## Bibliografía

### Referencias bibliográficas

- [1] BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO. *REGLAMENTO (UE) No 517/2014 DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 16 de abril de 2014 sobre los gases fluorados de efecto invernadero y por el que se deroga el Reglamento (CE) nº 842/2006*  
<https://www.boe.es/doue/2014/150/L00195-00230.pdf>, 30 de enero de 2017
- [2] BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO. *Ley 16/2013, de 29 de octubre*  
<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-11331>, 30 de enero de 2017
- [3] BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO. Real Decreto 1042/2013, de 27 de diciembre  
<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-13759>, 30 de enero de 2017
- [4] AFER. *Impuesto sobre Gases Fluorados de Efecto Invernadero*  
<http://www.afec.es/es/legislacion/informe-real-decreto-1042-2013.pdf>, 30 de enero de 2017
- [5] GAS SERVEI. *Ficha técnica R-407C*.  
<http://www.gas-servei.com/images/Ficha-tecnica-R407C.pdf>, 30 de enero de 2017.

### Bibliografía complementaria

- [6] MALONEY, J. *Perry's Chemical Engineer's Handbook 8th Edition*, Ed. Mc Graw Hill . 2008.